



Universidade de Aveiro Departamento de Química

Ano 2010/2011

**Antonieta dos
Santos Marques**

**Dimensionamento de uma unidade de
concentração de NaOH**



Universidade de Aveiro Departamento de Química

Ano 2010/2011

**Antonieta dos
Santos Marques**

**Dimensionamento de uma unidade de
concentração de NaOH**

Dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia Química, realizada sob a orientação científica da Eng.^a Susana Pereira, assistente convidada do Departamento de Química da Universidade de Aveiro e co-orientação do Professor Doutor Francisco Avelino Freitas, professor auxiliar do Departamento de Química da Universidade de Aveiro

Dedico este trabalho aos meus pais e irmã pelo apoio incondicional.

O júri

Presidente

Prof. Dr. Carlos Manuel Silva

Professor auxiliar do departamento de química da Universidade de Aveiro

Eng^a. Susana Estela Faustino Malaquias Pereira

Assistente convidada do departamento de química da Universidade de Aveiro

Prof. Dr. Francisco Avelino da Silva Freitas

Professor auxiliar do departamento de química da Universidade de Aveiro

Eng^o. Andrew John Parker

Engenheiro de processos do departamento de tecnologia, engenharia de processos e desenvolvimento da CUF – Químicos Industriais S.A.

Agradecimentos

À minha orientadora, Engenheira Susana Pereira, um muito obrigado pela boa disposição com que sempre me recebeu e pela preciosa orientação, disponibilidade e incentivo dedicados.

Ao Professor Francisco Avelino Freitas, co-orientador desta dissertação, pela orientação e disponibilidade prestados.

À Isa por todo o apoio, ajuda e amizade incondicional. Obrigado por todos os momentos partilhados especialmente ao longo deste trabalho, mas também ao longo dos anos que passámos juntas nesta universidade.

A todos os meus amigos e familiares que directa ou indirectamente me incentivaram neste trabalho e me fazem sorrir todos os dias.

Aos meus pais por me proporcionarem esta oportunidade e por estarem sempre dispostos a fazer tudo por mim.

À minha irmã Sónia, ao meu afilhado Márcio e à priminha Tânia pelo apoio pessoal e por me ouvirem nos momentos mais difíceis.

Muito obrigado a todos!

Palavras-chave

Soda cáustica, evaporador de filme descendente, efeito duplo, efeito triplo, dimensionamento, viabilidade económica

Resumo

Este trabalho tem como objectivo o estudo do processo de concentração de soda cáustica a 50% em evaporadores de filme descendente de duplo e triplo efeito, com a finalidade de verificar qual das configurações é mais viável.

Para isso elaborou-se uma folha de cálculo onde foi possível determinar todas as propriedades e condições de operação do processo, recorrendo à resolução dos respectivos balanços de massa e energia.

Os equipamentos necessários foram dimensionados pelo cálculo da área dos evaporadores para cada configuração.

Por fim fez-se um estudo da viabilidade económica dos dois processos onde se verificou que o projecto mais viável é o efeito triplo, uma vez que ao fim de 5 anos este apresenta um valor actual líquido (VAL) superior ao do efeito duplo.

Keywords

Caustic soda, falling film evaporator, double effect, triple effect, design, economic feasibility.

Abstract

This paper has as objective the study of the concentration process of caustic soda at 50% using falling film evaporators of double or triple effect, with the purpose of verifying which of these configurations is the most viable.

To do so, a calculus sheet was elaborated where it was possible to determine all process properties and operation conditions, using the respective balances of mass and energy.

The necessary equipments were designed by calculating the evaporator's area for each configuration.

Last, an economic feasibility study was conducted for both processes, where it was verified that the most viable project is the triple effect, since at the end of 5 years this presents a net present value (NPV) superior to the double effect.

Índice

Índice de Figuras.....	III
Índice de Tabelas.....	V
1. Introdução	1
1.1. A Soda Cáustica	1
1.1.1. Aplicações de soda cáustica	4
1.2. Processos de Produção	6
1.2.1. Processo de célula de mercúrio	9
1.2.2. Processo de células de diafragma	10
1.2.3. Processo de células de membranas	12
1.3. Comparação dos processos de produção de cloro e soda cáustica	14
1.4. Tecnologias de concentração da soda cáustica	15
1.4.1. Tipos de evaporadores	16
1.4.1.1. Evaporador de tubos horizontais	17
1.4.1.2. Evaporador de tubos verticais curtos.....	18
1.4.1.3. Evaporadores de tubos longos verticais.....	19
1.4.1.4. Evaporadores de circulação forçada	21
2. Descrição do processo e balanços	24
2.1. Dados do problema	24
2.2. Processos de concentração de soda cáustica	25
2.2.1. Balanços de Massa e Energia de Evaporadores de Efeito Duplo e Triplo	26
2.3. Resultados	32
2.3.1. Balanços de massa e energia para o efeito duplo.....	32
2.3.2. Balanços de massa e energia para o efeito triplo	32
3. Dimensionamento dos evaporadores de filme descendente	36
3.1. Procedimentos de cálculo do dimensionamento de evaporadores	36
3.1.1. Cálculo do coeficiente de filme externo de transferência de calor	37
3.1.2. Cálculo do coeficiente de filme interno de transferência de calor	39
3.2. Resultados	42
3.2.1. Dimensionamento do evaporador de efeito duplo	44
3.2.1.1. Feixe tubular com tubos de diâmetro nominal de 1"	44
3.2.1.2. Feixe tubular com tubos de diâmetro nominal de 1 ½"	46

3.2.2.	Dimensionamento do evaporador de efeito triplo	48
3.2.2.1.	Feixe tubular com tubos de diâmetro nominal de 1"	48
3.2.2.2.	Feixe tubular com tubos de diâmetro nominal de 1 ½"	50
3.3.	Conclusões gerais	52
4.	Seleção do processo economicamente mais viável.....	56
4.1.	Custos de Equipamentos.....	58
5.	Conclusões.....	63
6.	Bibliografia	65
7.	Anexos.....	67
	Anexo I – Relações para a elevação do ponto de ebulição e entalpias de vapor e condensados	67
	Anexo II – Propriedades do condensado, vapor e da soda cáustica	69
	Anexo III – Resultados dos balanços de massa e energia	70
	Anexo IV – Condições de operação nas correntes de mistura para o efeito duplo e triplo com recirculação.	72
	Anexo V – Resultados do dimensionamento	80
	Anexo VI – Representação gráfica dos resultados obtidos das áreas em função das taxas de recirculação para o efeito duplo e triplo.....	100
	Anexo VII – Análise económica	103

Índice de Figuras

Figura 1 – Produção de cloro na Europa Ocidental em 1999. ⁽⁴⁾	2
Figura 2 - Evolução das capacidades e processos de produção de cloro e soda cáustica. ⁽⁵⁾	3
Figura 3 – Aplicações de soda cáustica por vários sectores de indústria no mundo em 2008. ⁽⁵⁾	4
Figura 4 – Diagrama do processo de célula de mercúrio. ⁽⁴⁾	6
Figura 5 - Diagrama do processo de célula de diafragma. ⁽⁴⁾	7
Figura 6 - Diagrama do processo de célula de membrana. ⁽⁴⁾	8
Figura 7 – Diagrama de uma célula de mercúrio. ⁽⁶⁾	9
Figura 8 – Integração do processo de células de mercúrio/membrana com um processo de células de diafragma. ⁽⁴⁾	11
Figura 9 – Diagrama de uma célula de diafragma. ⁽⁸⁾	12
Figura 10 – Diagrama de uma célula de membrana. ⁽⁹⁾	13
Figura 11 – Evaporador de tubos horizontais. ⁽¹²⁾	18
Figura 12 – Evaporador de tubos verticais curtos. ⁽¹²⁾	19
Figura 13 – Evaporador de filme ascendente (<i>rising film</i>). ⁽¹²⁾	20
Figura 14 – Evaporador de filme descendente (<i>falling film</i>). ⁽¹²⁾	21
Figura 15 – Evaporador de circulação forçada. ⁽¹⁴⁾	22
Figura 16 – Esquema do processo de cálculo dos evaporadores de efeito múltiplo. ⁽¹⁶⁾	26
Figura 17 – Diagrama de evaporadores de efeito duplo (a) e efeito triplo (b).	27
Figura 18 – Esquema do processo de concentração de soda cáustica em evaporadores de efeito duplo (a) e em evaporadores de efeito triplo (b) em estudo.	34
Figura 19 – Modelo proposto por <i>Abdulmalik et al.</i> ⁽²¹⁾	42
Figura 20 – Variação da área do evaporador em função da taxa de recirculação para o evaporador de efeito duplo.	52
Figura 21 - Variação da área do evaporador em função da taxa de recirculação para o evaporador de efeito triplo.	52
Figura 22 – Derivada de $A=f(R)$ para o efeito duplo.	53
Figura 23 – Derivada de $A=f(R)$ para o efeito triplo.	54
Figura I.1 - Representação gráfica da elevação dos pontos de ebulição para soluções de soda cáustica com diferentes concentrações. ⁽¹⁵⁾	67
Figura I.2 - Representação gráfica das entalpias específicas do vapor em função da temperatura de saturação. ⁽²⁵⁾	67

Figura I.3 - Representação gráfica das entalpias de condensado em função da temperatura de saturação. ⁽¹⁶⁾	68
Figura VI.1 – Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o primeiro efeito do evaporador de duplo efeito. .	100
Figura VI.2 - Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o segundo efeito do evaporador de duplo efeito. ..	101
Figura VI.3 - Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o primeiro efeito do evaporador de triplo efeito....	101
Figura VI.4 - Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o segundo efeito do evaporador de triplo efeito.	102
Figura VI.5 - Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o terceiro efeito do evaporador de triplo efeito.	102

Índice de Tabelas

Tabela 1 – Propriedades físico-químicas da soda cáustica. ⁽²⁾	1
Tabela 2 – Comparação dos três processos de produção de cloro e soda cáustica. ⁽²⁾	14
Tabela 3 – Critérios de selecção de evaporadores. ⁽¹²⁾	22
Tabela 4 – Especificações do projecto.	24
Tabela 5 – Estimativa para os coeficientes globais de transferência de calor. ⁽¹⁵⁾	24
Tabela 6 - Resultados dos balanços de massa e energia para o efeito duplo.	32
Tabela 7 - Resultados dos balanços de massa e energia para o efeito triplo.	33
Tabela 8 – Características dos tubos de 1". ⁽²²⁾	44
Tabela 9 - Dimensionamento do evaporador de efeito duplo sem recirculação (tubos de 1").	44
Tabela 10 - Dimensionamento do evaporador de efeito duplo com recirculação (tubos de 1").	45
Tabela 11 – Características dos tubos de 1 ½".	46
Tabela 12 - Dimensionamento do evaporador de efeito duplo sem recirculação (tubos de 1 ½").	46
Tabela 13 - Dimensionamento do evaporador de efeito duplo com recirculação (tubos de 1 ½").	47
Tabela 14 - Dimensionamento do evaporador de efeito triplo sem recirculação (tubos de 1").	48
Tabela 15 - Dimensionamento do evaporador de efeito triplo com recirculação (tubos de 1").	49
Tabela 16 - Dimensionamento do evaporador de efeito triplo sem recirculação (tubos de 1 ½").	50
Tabela 17 - Dimensionamento do evaporador de efeito triplo com recirculação (tubos de 1 ½").	51
Tabela 18 – Dimensionamento dos evaporadores de efeito duplo para a situação ideal.	54
Tabela 19 - Dimensionamento dos evaporadores de efeito triplo para a situação ideal.	55
Tabela 20 – Factores necessários ao cálculo dos custos directos e indirectos. ⁽²³⁾	56
Tabela 21 – Factores para o cálculo dos custos directos indirectos e fixos. ⁽²³⁾	57
Tabela 22 – Constantes para o cálculo dos custos das bombas centrífugas e evaporadores <i>falling film</i> . ⁽²⁴⁾	58
Tabela 23 – Cash Flows do evaporador de efeito duplo para um período de 5 anos.	61
Tabela 24 – Cash flows do evaporador de efeito triplo para um período de 5 anos.	62
Tabela 25 – Período de recuperação de capital com e sem amortização para o evaporador de efeito duplo e triplo.	62
Tabela I.1 – Constantes da equação da entalpia de soluções de soda cáustica.	68
Tabela II.1 - Propriedades do condensado e do vapor de água.	69
Tabela II.2 - Propriedades da soda cáustica para o evaporador de efeito duplo sem recirculação.	69
Tabela II.3 - Propriedades da soda cáustica para o evaporador efeito triplo sem recirculação.	69
Tabela II.4 - Propriedades da soda cáustica para o evaporador de efeito duplo com recirculação.	69

Tabela II.5 - Propriedades da soda cáustica para o evaporador de efeito triplo com recirculação.	70
Tabela III.1 - Resultados dos balanços de massa e energia para o evaporador de efeito duplo.....	70
Tabela III.2 - Resultados dos balanços de massa e energia para o evaporador de efeito triplo.	71
Tabela IV.1 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=1$).....	72
Tabela IV. 2 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=2$).....	73
Tabela IV.3 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=2$).....	73
Tabela IV.4 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=4$).....	74
Tabela IV.5 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=4$).....	74
Tabela IV.6 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=6$).....	75
Tabela IV.7 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=1$).....	75
Tabela IV.8 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=2$).....	76
Tabela IV.9 - Corrente de alimentação do 3º efeito com recirculação ($R_3=2$).....	76
Tabela IV. 10 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=2$).....	77
Tabela IV. 11 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=4$).....	77
Tabela IV.12 - Corrente de alimentação do 3º efeito com recirculação ($R_3=4$).....	78
Tabela IV. 13 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=4$).....	78
Tabela IV.14 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=6$).....	79
Tabela IV.15 - Corrente de alimentação do 3º efeito com recirculação ($R_3=8$).....	79
Tabela V.1 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo sem recirculação com tubos de 1''.....	80
Tabela V.2 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo sem recirculação com tubos de 1 ½''	81
Tabela V.3 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1'' e $R_1=1$, $R_2=2$	82
Tabela V.4 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1'' e $R_1=2$, $R_2=4$	83
Tabela V.5 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1'' e $R_1=4$, $R_2=6$	84
Tabela V.6 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1 ½'' e $R_1=1$, $R_2=2$	85
Tabela V.7 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1 ½'' e $R_1=2$, $R_2=4$	86

Tabela V.8 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1 ½" e R ₁ =4, R ₂ =6.....	87
Tabela V.9 - Resultados do dimensionamento do efeito triplo sem recirculação com tubos de 1".	88
Tabela V.10 - Resultados do dimensionamento do efeito triplo sem recirculação com tubos de 1 ½".	89
Tabela V.11 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1" e R ₁ =1, R ₂ =2, R ₃ =2.....	90
Tabela V.12 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1" e R ₁ =2, R ₂ =4, R ₃ =4.....	91
Tabela V.13 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1" e R ₁ =4, R ₂ =6, R ₃ =8.....	92
Tabela V.14 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1 ½" e R ₁ =1, R ₂ =2, R ₃ =2.....	93
Tabela V.15 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1 ½" e R ₁ =2, R ₂ =4, R ₃ =4.....	94
Tabela V.16 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1 ½" e R ₁ =4, R ₂ =6, R ₃ =8.....	95
Tabela V.17 - Corrente de alimentação do evaporador no 2º efeito com R ₂ =10 e tubos de 1 ½".	96
Tabela V.18 – Resultados do dimensionamento do 2º estágio do efeito duplo com tubos de 1 ½".	97
Tabela V.19 - Corrente de alimentação do evaporador no 3º efeito com R ₃ =12 e tubos de 1 ½".	98
Tabela V.20 - Corrente de alimentação do evaporador no 3º efeito com R ₃ =16 e tubos de 1 ½".	98
Tabela V.21 - Resultados do dimensionamento do 3º estágio do efeito triplo com tubos de 1 ½".	99
Tabela VII.1 – Custos directos do evaporador de efeito duplo.	103
Tabela VII.2 – Custos indirectos do evaporador de efeito duplo.	103
Tabela VII.3 – Custos totais de investimento do evaporador de efeito duplo.	103
Tabela VII.4 – Custos de produção do evaporador de efeito duplo.....	104
Tabela VII.5 - Custos directos do evaporador de efeito triplo.....	104
Tabela VII.6 – Custos indirectos do evaporador de efeito triplo.....	104
Tabela VII.7 – Custos totais de investimentos do evaporador de efeito triplo.	104
Tabela VII.8 – Custos de produção do evaporador de efeito triplo.	104

Nomenclatura

A_i – Área do evaporador i , m^2

A_m – Área média, m^2

Cp_i – Calor específico, $kJ/kg.^{\circ}C$

$Cp_{mistura}$ – Calor específico da corrente de mistura, $kJ/kg.^{\circ}C$

$Cp_{reciclo}$ – Calor específico da corrente de reciclo, $kJ/kg.^{\circ}C$

D_0 – Diâmetro externo dos tubos, m

D_i – Diâmetro interno dos tubos, m

EPE_i – Elevação do ponto de ebulição no evaporador i , $^{\circ}C$

F – Caudal de solução de soda cáustica da corrente de alimentação, kg/h

g – Aceleração de gravidade, m/s^2

h_{ci} – Entalpias do condensado no evaporador i , kJ/kg

h_F – Entalpia da solução de soda cáustica na corrente de alimentação, kJ/kg

$h_{1, 2 \text{ ou } 3}$ – Entalpias da solução de soda cáustica no evaporadores 1, 2 ou 3, kJ/kg

H_i – Entalpias do vapor sobreaquecido do evaporador i , kJ/kg

H_s – Entalpias do vapor da corrente de entrada, kJ/kg

H_{si} – Entalpias do vapor saturado do evaporador i , kJ/kg

h_0 – Coeficiente de filme externo de transferência de calor, $W/m^2.^{\circ}C$

h_i – Coeficiente de filme interno de transferência de calor, $W/m^2.^{\circ}C$

h^* – coeficiente de transferência de calor (adimensional)

h – Coeficiente de transferência de calor, $W/m^2.^{\circ}C$

h_l^* – Coeficiente de transferência de calor na região laminar (adimensional)

h_t^* – Coeficiente de transferência de calor na região turbulenta (adimensional)

i – Número de evaporadores, $i = 1, 2, \text{ ou } 3$

Ka – Número de Kapitza

k_l – Condutividade térmica do líquido, $W/m.^{\circ}C$

k_w – Condutividade térmica do material de construção dos tubos, $W/m.^{\circ}C$

L – Comprimento dos tubos, m

L_i – Caudal de líquido que sai do evaporador i , kg/h

m_i – Caudal da corrente de entrada no evaporador i , kg/h

$m_{mistura}$ – Caudal da corrente de mistura, kg/h

$m_{reciclo}$ – Caudal da corrente de reciclo, kg/h

N_{tubos} – Número de tubos

Pr – Número de Prandtl

P_s – Pressão da corrente de entrada de vapor, Pa

q_i – Calor transferido no evaporador i , kJ/h

R – Constante dos gases ideais, J/mol.K

R_{do} – Coeficiente externo de sujidade, $m^2 \cdot ^\circ C/W$

R_{di} – Coeficiente interno de sujidade, $m^2 \cdot ^\circ C/W$

Re – Número de Reynolds

R_i – Taxas de recirculação no evaporador i

S – Caudal de vapor da corrente de entrada, kg/h

T_F – Temperatura da solução de soda cáustica da corrente de alimentação, $^\circ C$

T_i – Temperatura da solução de soda cáustica no evaporador i , $^\circ C$

$T_{mistura}$ – Temperatura da corrente de mistura, $^\circ C$

$T_{reciclo}$ – Temperatura da corrente de reciclo, $^\circ C$

T_{ref} – Temperatura de referência, $^\circ C$

T_s – Temperatura do vapor na corrente de entrada, $^\circ C$

T_{si} – Temperatura do vapor saturado no evaporador i , $^\circ C$

U – Coeficiente global de transferência de calor, $W/m^2 \cdot ^\circ C$

V_i – Caudal de vapor no evaporador i , kg/h

V_T – Caudal total de vapor, kg/h

x_F – Composição mássica de soda cáustica na corrente de alimentação

x_i – Composição mássica de soluto na fase líquida do evaporador i

y_i – Composição mássica de soluto na fase gasosa do evaporador i

ΔT_i – Diferença de temperaturas do evaporador i , $^\circ C$

Γ – Fluxo mássico de líquido, kg/s.m

γ – Viscosidade cinemática do líquido, m^2/s

δ^+ – Espessura do filme (adimensional)

ε – Espessura do tubo, m

μ_L – Viscosidade dinâmica do líquido, Pa.s

ρ_L – Massa volúmica do líquido, kg/m^3

ρ_V – Massa volúmica do vapor, kg/m^3

σ – Tensão superficial, N/m

1. Introdução

1.1. A Soda Cáustica

O hidróxido de sódio, vulgarmente denominado por soda cáustica - devido à sua acção corrosiva - é muito utilizado, principalmente como base forte, nos mais diversos ramos da indústria, tais como, a indústria química, de produção de papel, detergentes, têxteis, entre outros.

Pode ser usado no estado líquido ou no estado sólido. No estado líquido, é uma solução viscosa, incolor, volátil e não inflamável. Dependendo da concentração, as soluções de NaOH causam efeitos directos sobre a pele, olhos, nomeadamente queimaduras, irritações a nível gastrointestinal, quando ingerido, e também irritações a nível respiratório. Já no estado sólido é cristalino translúcido de cor branco e corrosivo.

A soda cáustica tem um ponto de fusão a 318°C, ponto de ebulição a 1388°C. Tem uma pressão de vapor muito baixa, menor que 10⁻⁵hPa a 25°C.

O hidróxido de sódio é fortemente alcalino e dissocia-se completamente em água, iões sódio e hidróxido. A dissolução na água é uma reacção fortemente exotérmica.⁽¹⁾

Na Tabela 1 são apresentadas as propriedades físico-químicas mais importantes do hidróxido de sódio.

A viscosidade da solução de soda cáustica a 50% é 79 mPa.s à temperatura de 20°C.⁽²⁾

A soda cáustica sólida reage lentamente com a maioria das substâncias. À temperatura ambiente os ataques a metais como o ferro, magnésio e cálcio são lentos, aumentando à medida que a temperatura também aumenta. Os metais anfotéricos como o zinco, alumínio, estanho e chumbo também são atacados por soluções diluídas de NaOH à temperatura ambiente. O aço inoxidável e níquel são bastantes resistentes, sendo este último, o mais aconselhável para elevadas temperaturas.⁽²⁾

Tabela 1 – Propriedades físico-químicas da soda cáustica.⁽²⁾

Propriedades físico-químicas	
Massa Molecular	39,997
Ponto de Fusão (°C)	318
Ponto de Ebulição a 0.1mPa (°C)	1388
Calor de Fusão (kJ.mol ⁻¹)	6,77
Capacidade calorífica (J.kg ⁻¹ .K ⁻¹)	3,24
Massa volúmica (g.cm ⁻³)	1,77

A soda cáustica é uma das substâncias químicas artificiais mais antigas.

Inicialmente a soda cáustica era apenas utilizada para fins domésticos já que o carbonato de sódio era a principal matéria-prima para a produção de NaOH e era escasso. Apenas era obtido em alguns depósitos naturais ou por calcinação de plantas marinhas, não permitindo assim que se produzisse soda à escala industrial.⁽³⁾

Foi então em 1791 que *Leblanc* introduziu o primeiro processo de produção industrial de carbonato de sódio, sendo este melhorado em 1861 por *Ernest Solvay* utilizando amónia para a sua produção.⁽³⁾

No entanto com o avanço tecnológico, a partir do domínio das técnicas de electrólise foi possível produzir cloro e soda cáustica a partir de electrólise de uma solução de cloreto de sódio.

Cruickshank, em 1800, estreou-se na preparação de cloro electroquimicamente, obtendo simultaneamente soda cáustica, mas, a produção do cloro era muito baixa e apenas era usado para fins de branqueamento.

Em 1887, a produção mundial foi de 115 toneladas. A partir de 1940 a produção de cloro disparou arrastada pelo aumento da procura de plásticos (PVC e poliuretanos).⁽⁴⁾ Na Figura 1 está representado a produção de cloro na Europa Ocidental em 1999, onde se destaca a Alemanha, com 39% da produção de cloro.

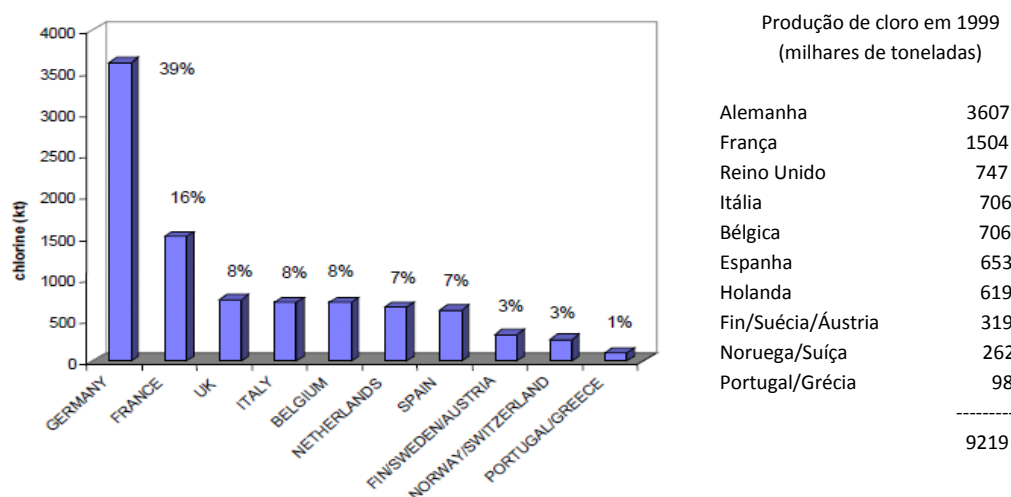


Figura 1 – Produção de cloro na Europa Ocidental em 1999.⁽⁴⁾

Em 2007 a produção europeia de cloro atingiu os 10,7 milhões de toneladas produzidas, tendo diminuído 2,4% em 2008, ficando em 10,4 milhões de toneladas.⁽⁵⁾

A Alemanha manteve-se o maior produtor de cloro-alcalis, sendo que em 2008 representava 42,6% da capacidade de produção, seguindo-se o grupo Bélgica/Holanda com 13,9%. Em terceiro lugar estava o grupo Reino Unido/Áustria/Suíça/Finlândia/Noruega/Suécia com 12,0% e em quarto lugar a França com 11,7%.⁽⁵⁾

Nestes quatro grupos situa-se 80,2% da produção europeia de cloro-alcalis.⁽⁵⁾

Actualmente, através da electrólise de uma solução salina, é possível produzir cloro e soluções de soda cáustica (hidróxido de sódio ou hidróxido de potássio) simultaneamente, sendo esta a base da indústria de cloro-alcalis. Adicionalmente à formação de cloro e soda cáustica é também produzido neste processo H_2 .

Esta produção é feita principalmente através de três tecnologias distintas – células de mercúrio, diafragma e membrana. O processo de mercúrio, há cerca de dez anos atrás, era o processo mais utilizado, representando cerca de 60% da capacidade europeia de produção. No entanto o processo de membrana tem vindo a evoluir notoriamente, chegando em 2008 a atingir quase metade da capacidade de produção europeia, enquanto que o processo de células de mercúrio diminuiu para cerca de 34% da capacidade europeia. Tais factos estão representados na Figura 2.⁽⁵⁾

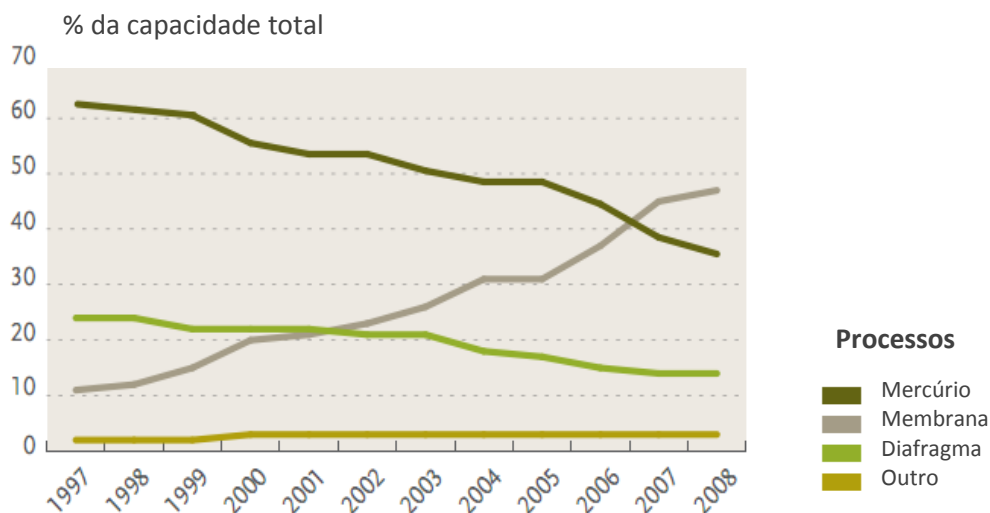


Figura 2 - Evolução das capacidades e processos de produção de cloro e soda cáustica.⁽⁵⁾

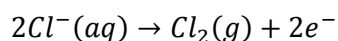
O cloro e a soda cáustica são formados em quantidades quase iguais, ou seja, por cada tonelada de cloro produzido formam-se 1,128 toneladas de soda cáustica. Isto deve-se ao facto de a massa molecular da soda cáustica ser 39,997g/mol e do cloro 70,914g/mol, onde resulta a proporção de 1,128:1.⁽⁶⁾

Em traços gerais, este processo pode ser representado pelas seguintes equações químicas:

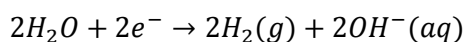
Inicialmente ocorre a dissolução do cloreto de sódio



No ânodo ocorre a oxidação dos iões cloreto para formar cloro, traduzida pela seguinte reacção:



No cátodo forma-se hidrogénio e iões hidróxido



A reacção global é dada por:



1.1.1. Aplicações de soda cáustica

A soda cáustica é um produto muito utilizado em vários ramos da indústria química. Cerca de 42% a 50% da produção de soda cáustica é utilizada nesta indústria.⁽²⁾

A nível mundial, em 2008, o consumo de soda por sector é apresentado na Figura 3.

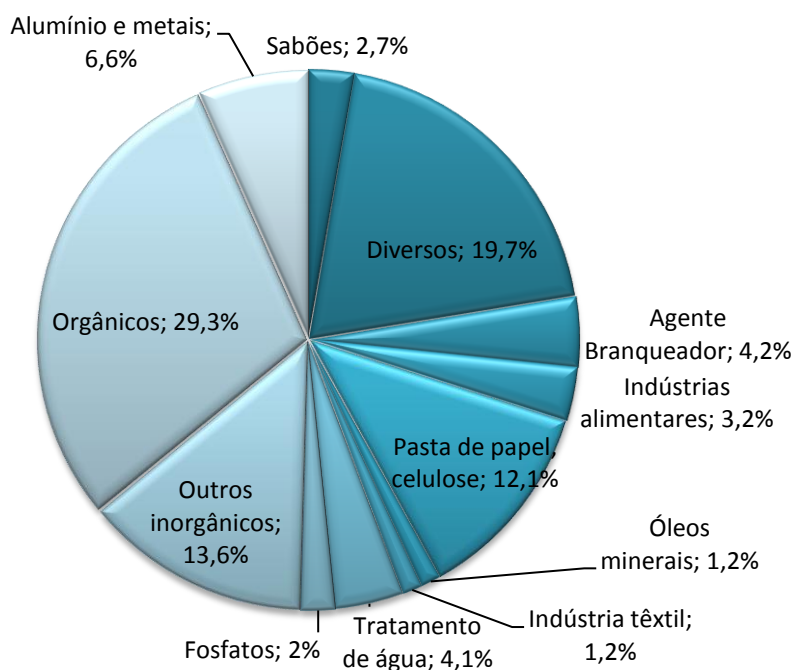


Figura 3 – Aplicações de soda cáustica por vários sectores de indústria no mundo em 2008.⁽⁵⁾

A soda cáustica pode ser utilizada em várias reacções, tais como, reacções de saponificação, produção de intermediários aniónicos, eterificação, esterificação e catálise. Pode também ser usada para a produção de gás de lavagem de resíduos, neutralização de ácidos e produtos farmacêuticos. 19,7% da produção de soda cáustica é usada neste sector, sendo usado cerca de 1,953 kt.⁽⁵⁾

A indústria da química inorgânica utiliza cerca de 13,6% para produção de tintas, vidros, cerâmicas e perfumes, usando cerca de 1,351 kt.⁽⁵⁾

Outro sector que usa bastante soda cáustica é o sector de celulose e papel, cerca de 12,1% para a remoção da lenhina na pasta e branqueamento.

Também é usada na indústria têxtil, já que a mercerização do algodão e da lã pode ser melhorada com um tratamento com soda cáustica.⁽²⁾

A indústria de sabão e detergentes utiliza NaOH para a produção de fosfato de sódio, fabrico de sabão por saponificação de óleos e gorduras e produção de detergentes.

Na indústria de alumínio, nomeadamente no processo Bayer é utilizada cerca de 6,6% da produção de soda cáustica.⁽²⁾

No sector de tratamento de água, cerca de 4,1% da produção de NaOH é utilizada para a regeneração dos permutadores de iões para purificação de água, ajuste do pH, tratamento de águas residuais, água potável e desinfecção das águas das piscinas.⁽²⁾

Também pode ser utilizado para tratamento de gás natural, na indústria de refinação de petróleo, indústria de aço, extracção de ouro, indústria alimentar, entre outros.⁽²⁾

1.2. Processos de Produção

O cloro e a soda cáustica são produzidos em conjunto, tal como já foi referido, essencialmente por três processos - electrólise de uma solução de salmoura em células de mercúrio, diafragma ou membranas, esquematizados nos fluxogramas apresentados nas Figuras 4, 5 e 6.

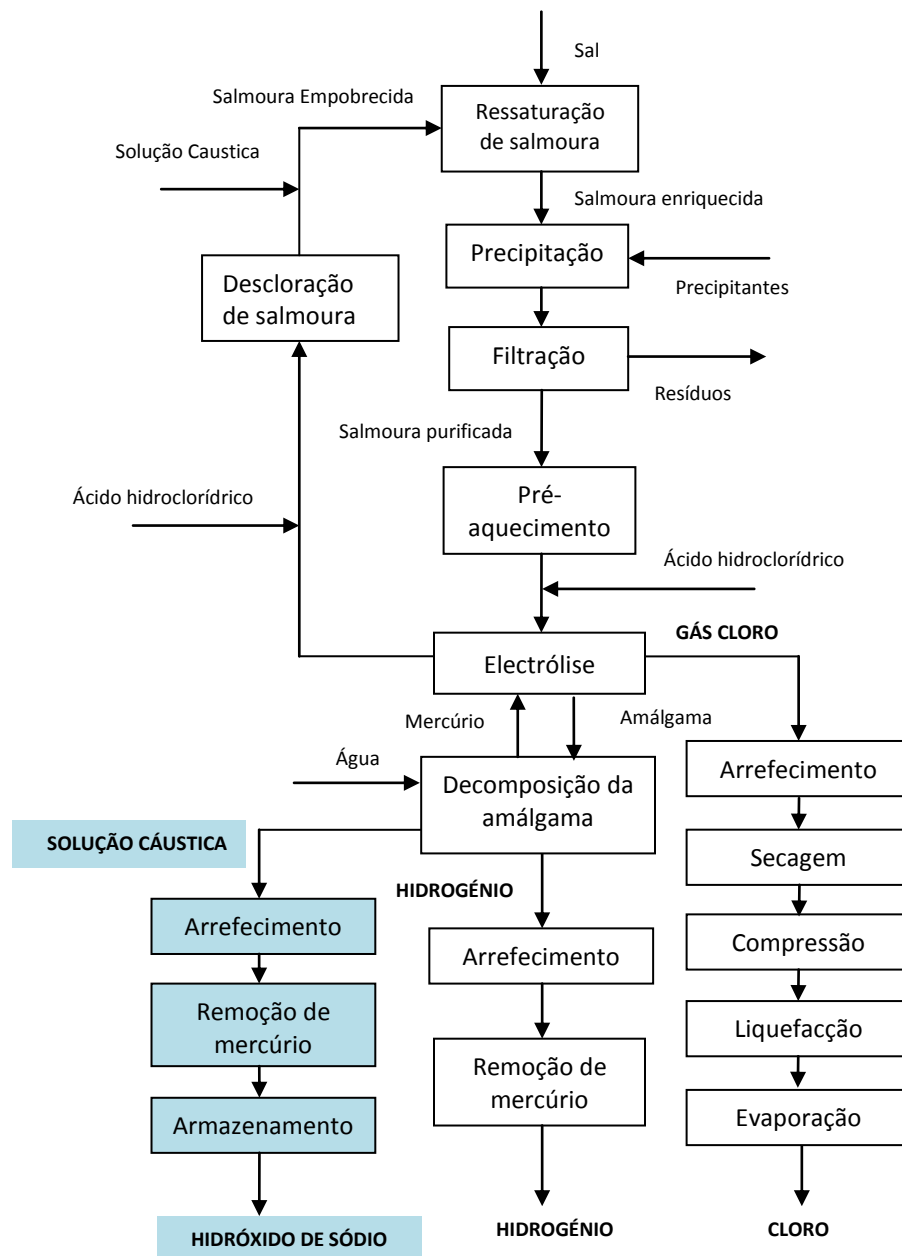


Figura 4 – Diagrama do processo de célula de mercúrio. ⁽⁴⁾

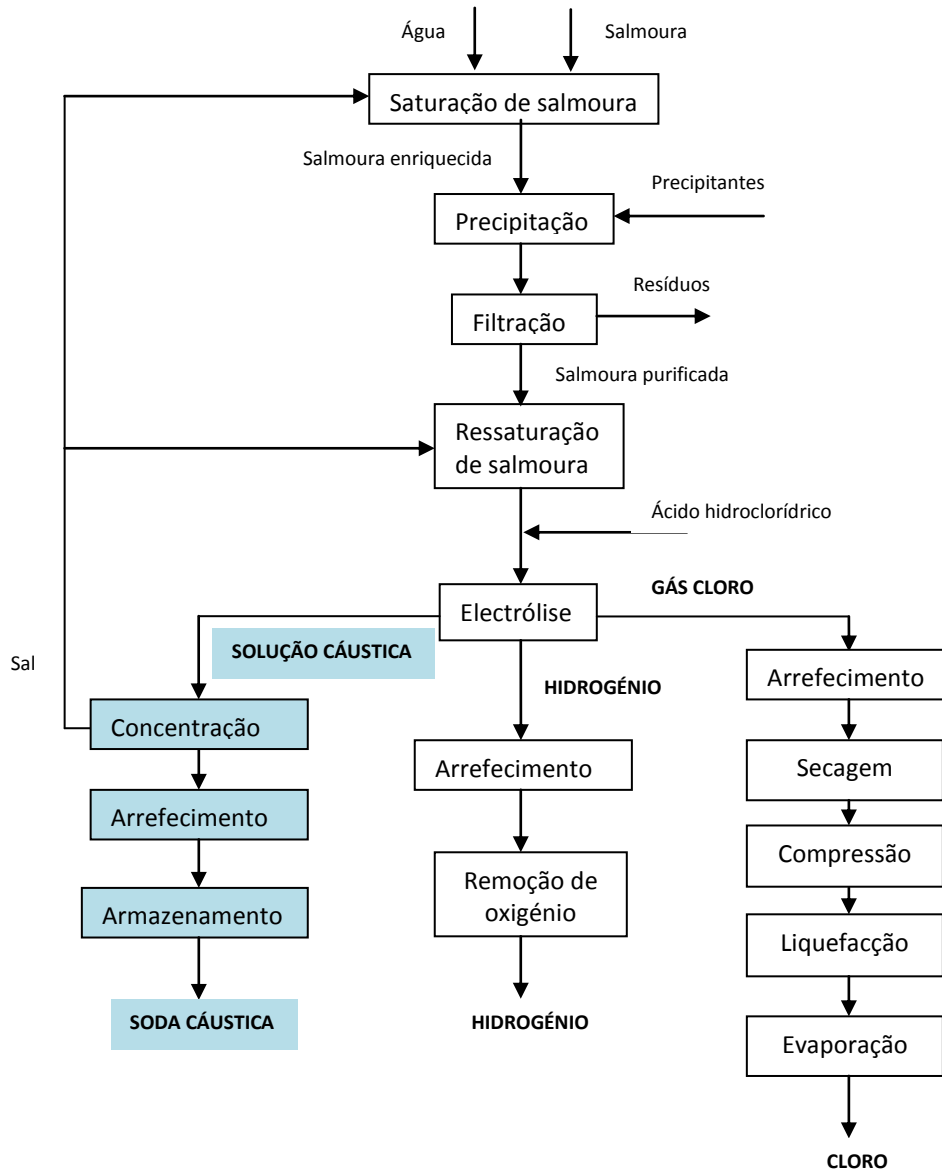


Figura 5 - Diagrama do processo de célula de diafragma. ⁽⁴⁾

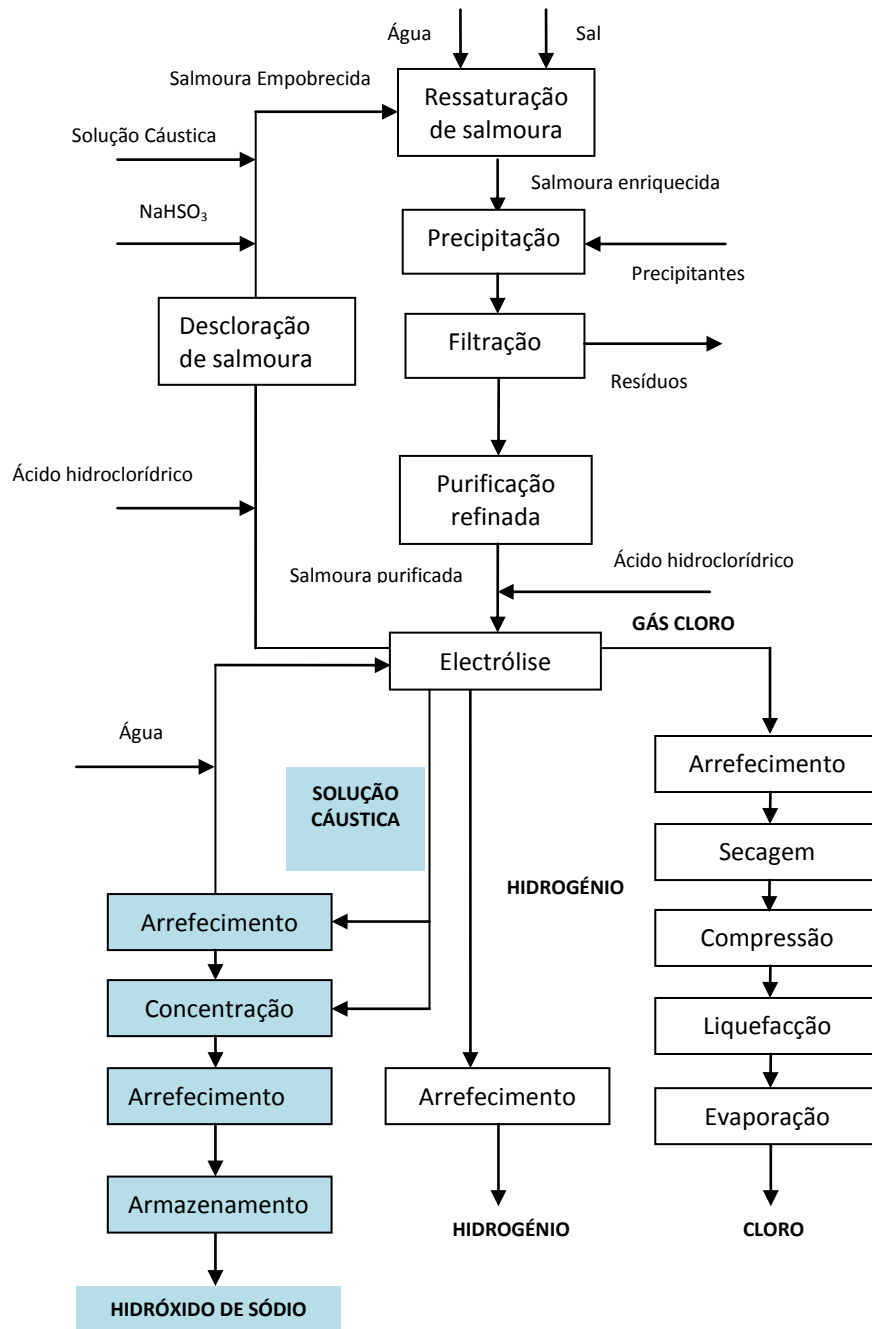


Figura 6 - Diagrama do processo de célula de membrana. ⁽⁴⁾

Actualmente cerca de 95% da produção mundial de cloro é obtida por estes três processos. ⁽⁴⁾

1.2.1. Processo de célula de mercúrio

O processo de célula de mercúrio foi utilizado na Europa desde 1892 e representou, em 1999 cerca de 58% da produção total na Europa Ocidental. ⁽⁴⁾

Este processo é composto por duas células electroquímicas. No electrolisador primário uma solução saturada de salmoura, com cerca de 25% de cloreto de sódio, ⁽⁴⁾ flui por uma calha alongada inclinada cerca de 1 a 2,5°. ⁽⁶⁾ No cátodo está o mercúrio que flui simultaneamente com a salmoura sobre uma base de aço. ⁽⁶⁾

A corrente eléctrica que flui através da célula, decompõe a salmoura passando entre os eléctrodos, libertando no ânodo, cloro sob a forma de gás e no cátodo sódio. O cloro libertado no ânodo é enviado para o processo de purificação. ⁽⁴⁾

O sódio libertado na superfície do cátodo forma uma amálgama com uma concentração de sódio, por peso, entre 0,2 a 0,4%, sendo 0,3% o valor de referência. ⁽⁴⁾

Os fluxos líquidos da amálgama vão para os decompositores onde reagem com a água na presença de um catalisador de grafite formando hidrogénio e hidróxido de sódio. O mercúrio e o sódio livre são alimentados novamente ao electrolisador para serem reutilizados. ⁽⁴⁾

As reacções químicas que ocorrem no electrolisador e decompositores são:

- ✓ No electrolisador: $2Na^+ + 2Cl^- + 2Hg \rightarrow 2Na - Hg + Cl_2$
- ✓ No decompositor: $2Na - Hg + 2H_2O \rightarrow 2Na^+ + 2OH^- + H_2(g) + 2Hg$

Neste processo, esquematizado na Figura 7, forma-se cerca de 2,26 toneladas de soda cáustica com uma concentração de 50% e 312 m³ de hidrogénio por cada tonelada de cloro produzida. ⁽⁷⁾

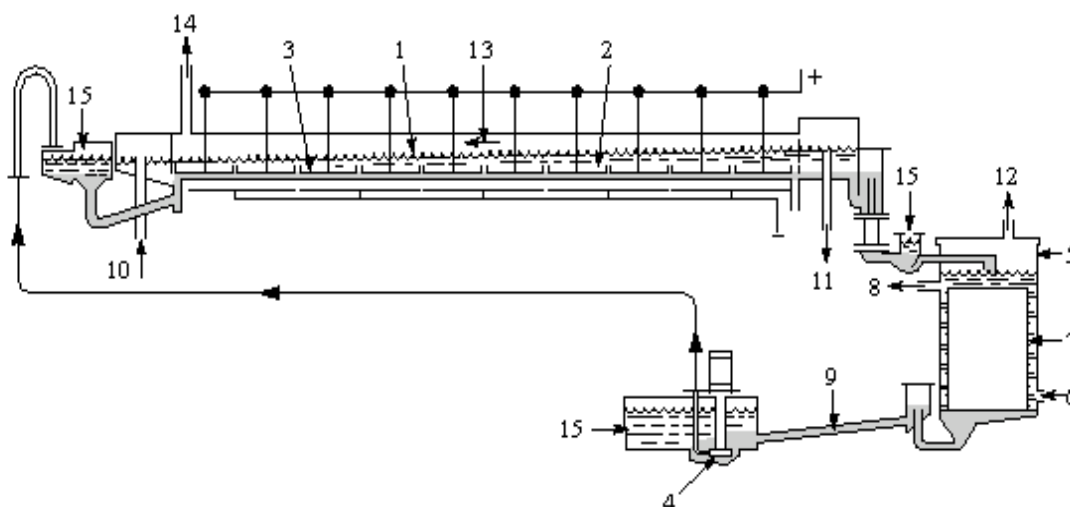


Figura 7 – Diagrama de uma célula de mercúrio. ⁽⁶⁾

Legenda:

- 1 - Nível de salmoura,
- 2 - Ânodo de metal,
- 3 - Cátodo de mercúrio, que flui ao longo da placa de apoio,
- 4 - Bomba de mercúrio,
- 5 - Decompositor vertical,
- 6 - Alimentação de água para o decompositor,
- 7 - Embalagem de grafite que vai promover a decomposição da amálgama de sódio,
- 8 - Saída do licor cáustico,
- 9 - Fluxo de mercúrio,
- 10 - Alimentação de salmoura,
- 11 - Saída de salmoura,
- 12 - Saída de hidrogénio do decompositor,
- 13 - Fluxo de gás cloro;
- 14 - Saída de cloro,
- 15 - Água de lavagem.

Este é o processo que produz soda cáustica mais concentrada e pura, minimizando energia e custos envolvidos na concentração de soda diluída, como acontece nos outros processos. ⁽⁷⁾ No entanto o mercúrio tem uma elevada pressão de vapor nas condições normais de funcionamento da célula, o que faz com que esteja presente nos produtos de reacção. Assim apesar de o mercúrio ser quase todo recuperado no processo, associado a ele aparecem muitos problemas ambientais o que torna este processo menos competitivo do que o recente processo de células de membranas. ⁽⁶⁾

1.2.2. Processo de células de diafragma

O processo de células de diafragma foi desenvolvido nos E.U.A em 1880, onde é o método mais utilizado, representando cerca de 70% da produção de cloro e soda cáustica, bem como no Canadá. ⁽⁴⁾

Neste processo a salmoura purificada entra no ânodo e é filtrada através do diafragma até ao cátodo. O diafragma separa o cloro libertado no ânodo do hidróxido de sódio e hidrogénio formado no cátodo. Na célula produz-se um licor com cerca de 11% de soda cáustica e 18% de cloreto de sódio. ⁽⁴⁾ Esta solução pode ser evaporada de forma a concentrar a soda cáustica a 50%

e o cloreto de sódio precipitado é reutilizado no processo ou, muitas vezes, tendo em conta a elevada qualidade e pureza do sal obtido, utilizado como matéria-prima no processo de células de mercúrio ou de membrana, tal como se representa no diagrama de processo a seguir apresentado, na figura 8.⁽⁴⁾

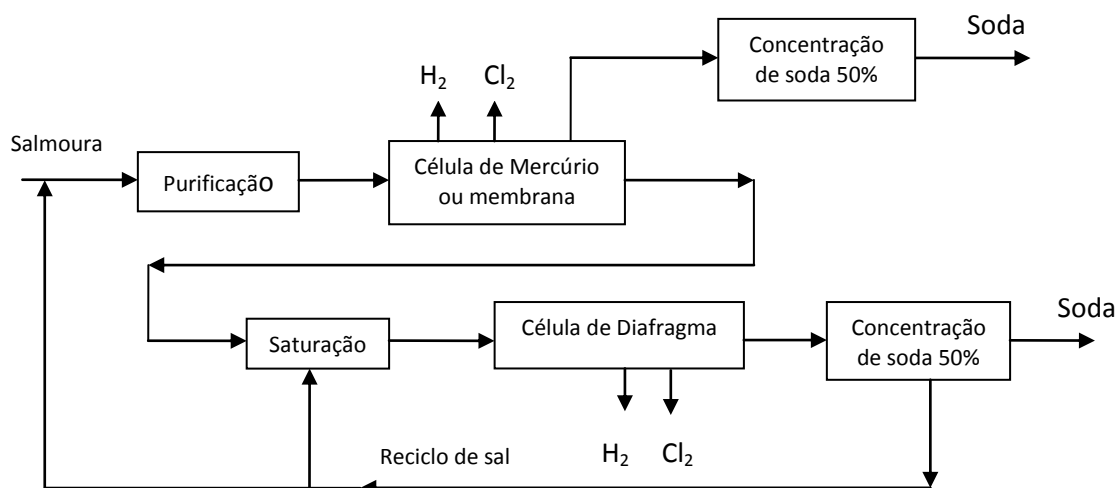


Figura 8 – Integração do processo de células de mercúrio/membrana com um processo de células de diafragma.⁽⁴⁾

Inicialmente o ânodo na célula de diafragma era construído em grafite, mas levantava diversos problemas operacionais pois provocava o entupimento do diafragma após cerca de 90 a 100 dias devido as partículas de grafite. Passou-se então a usar ânodos de metal aumentando a durabilidade do diafragma para períodos superiores a um ano. A introdução dos diafragmas de amianto permitiu aumentar ainda mais a sua duração. O amianto tem uma elevada estabilidade e é um material barato, daí ter sido escolhido para a constituição do diafragma. No entanto, provoca danos ambientais, o que fez com que estes diafragmas fossem substituídos por diafragmas constituídos por 75% de amianto e 25% de fibras de politetrafluoroetileno (PTFE) que permite aumentar a estabilidade do diafragma pois o polímero estabiliza o amianto devido à sua elevada resistência.⁽⁴⁾

Neste processo a energia gasta em todo o processo de produção é menor quando comparado com o processo de célula de mercúrio, o que o torna mais vantajoso. No entanto o hidróxido de sódio produzido é menos puro e menos concentrado.

Na Figura 9 está apresentado o esquema da célula de diafragma para a produção de cloro-alcalis.

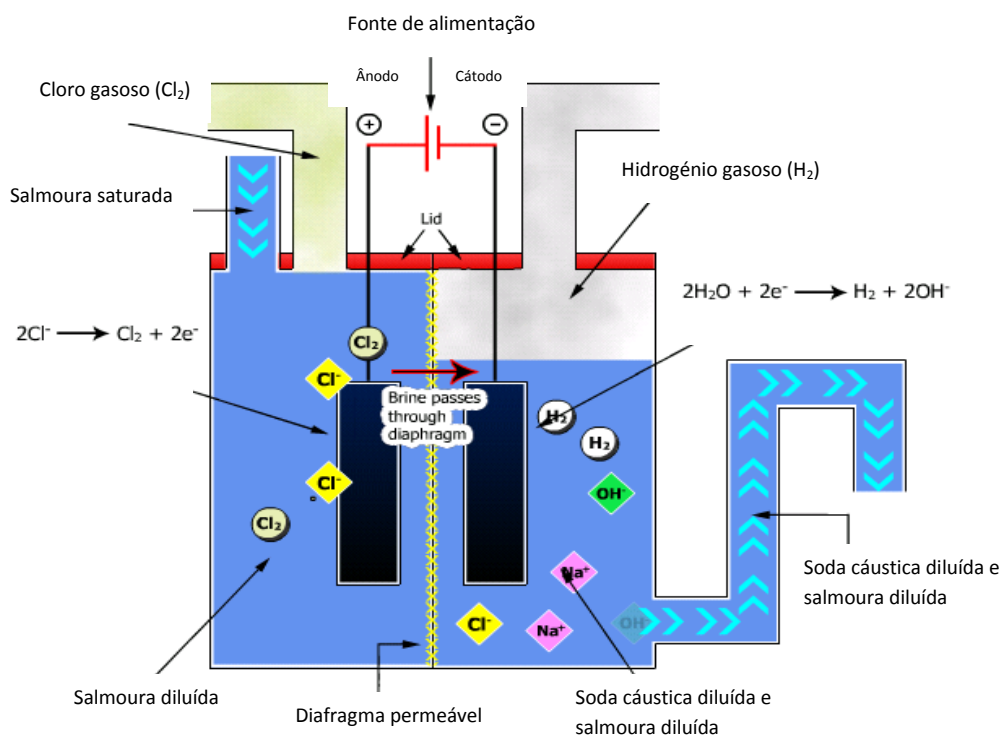


Figura 9 – Diagrama de uma célula de diafragma. ⁽⁸⁾

1.2.3. Processo de células de membranas

Este processo surgiu na década de 1970 no Japão. Devido aos problemas ambientais associados ao mercúrio, todos os processos que utilizavam mercúrio foram proibidos levando o Japão a apostar noutra tecnologia para a produção de cloro-alcalis. Em 1970 foi desenvolvido o primeiro processo de permuta iónica por membranas por *Du Pont (Nafion)*. Em 1975 *Asahi Glass (Flemion)* instalou a primeira unidade industrial com o processo de células de membrana. Em 1980 o Japão tinha este processo instalado em grande escala. ⁽⁴⁾

Esta tecnologia tornou-se bastante auspiciosa, vindo no tempo, a substituir as outras duas tecnologias para a produção de cloro-alcalis.

O processo de células de membrana é idêntico ao processo de células de diafragma. Mas neste processo em vez de um diafragma a separar o ânodo do cátodo, temos uma membrana sintética selectiva que deixa passar os iões Na^+ e retém os iões OH^- e Cl^- .

A salmoura é alimentada no ânodo onde se forma cloro gasoso. Os iões sódio através da membrana migram até ao cátodo. No cátodo a água sofre uma hidrólise originando hidrogénio gasoso e iões hidróxido. Os iões sódio vão combinar-se com os iões hidróxido e originar a soda

cáustica, normalmente produzida com uma concentração de 32 a 35%. Neste processo a soda cáustica produzida é pura devido à membrana ser impermeável aos iões Cl^- .

A soda cáustica produzida segue para o processo de evaporação para ser concentrada a 50%.⁽⁴⁾

Na Figura 10 está apresentado o esquema da célula de membrana para a produção de cloro-alkalis.

Este processo produz soda cáustica muito pura usando menos energia que os outros processos, sendo esta uma grande vantagem. Outra vantagem é também o facto de não usar materiais tóxicos como o mercúrio e amianto. No entanto, também tem as suas desvantagens, tais como o facto de a salmoura que é alimentada ao processo necessitar de um grau elevado de pureza, o que se torna dispendioso pois obriga a etapas de purificação desta. Já relacionado com os produtos obtidos, o cloro gasoso produzido necessita de ser processado para que seja removido o oxigénio presente. Quanto à soda cáustica, é necessário seguir para etapas de evaporação para ser concentrada a fim de ser usada em algumas das suas aplicações.

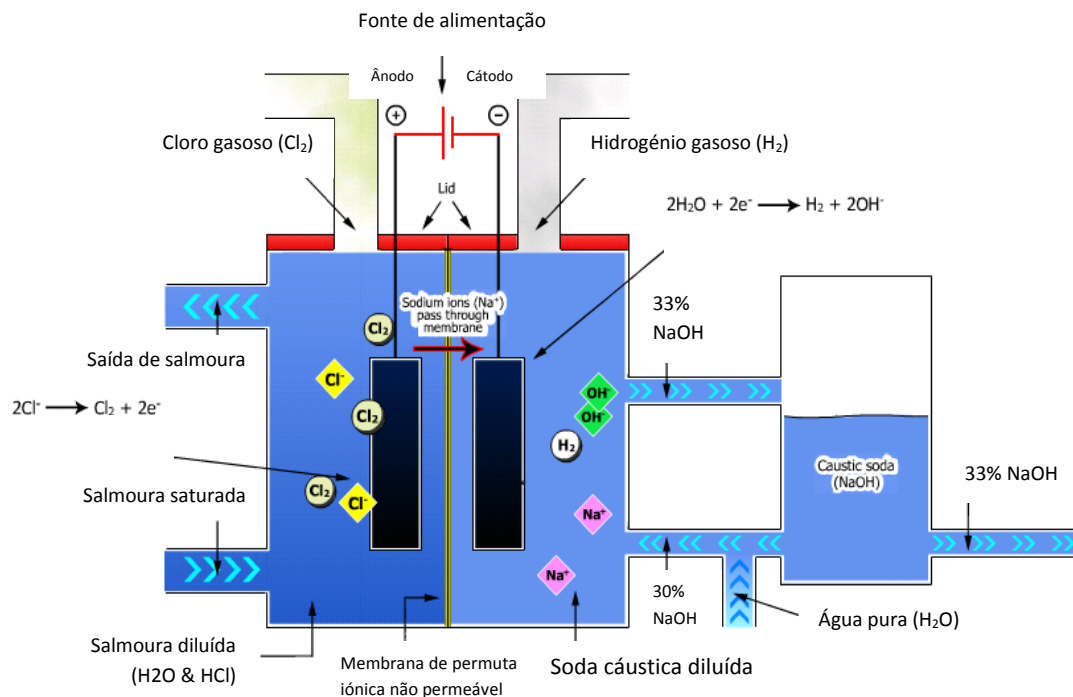


Figura 10 – Diagrama de uma célula de membrana.⁽⁹⁾

As membranas são feitas de polímeros perfluorados, constituídas por duas camadas. A camada do lado do cátodo é constituída por polímero perfluorado substituídos com grupos carboxílicos. Do lado do ânodo a membrana é constituída pelo mesmo polímero mas substituído

com grupos sulfónicos. As membranas são ainda revestidas por fibras de politetrafluoretileno (PTFE) para lhes conferir maior resistência mecânica.

O tempo de vida destas membranas geralmente varia entre 2 a 5 anos. ⁽⁴⁾

1.3. Comparação dos processos de produção de cloro e soda cáustica

Os três processos podem ser comparados pela qualidade de cloro e soda cáustica produzidos, equipamentos necessários ao processo e custo associados à produção. ⁽²⁾

O processo de células de mercúrio está a cair em desuso devido aos problemas associados à remoção de mercúrio, enquanto que o processo de células de membrana está a desenvolver-se e hoje quase todas as novas unidades industriais utilizam este processo. ⁽²⁾

As principais diferenças entre os três processos são apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2 – Comparação dos três processos de produção de cloro e soda cáustica. ⁽²⁾

Processos	Vantagens	Desvantagens
Célula de mercúrio	<ul style="list-style-type: none">- NaOH com 50% de concentração obtido directamente da célula;- Elevada pureza de cloro e hidrogénio obtidos;- Não é necessária elevada pureza de salmoura.	<ul style="list-style-type: none">- Uso de mercúrio;- Uso de sal sólido;- Células de operação são caras;- Custos de protecção ambiental;- Necessário muito espaço.
Célula de diafragma	<ul style="list-style-type: none">- Uso de salmoura pura;- Consumos de energia eléctrica baixos.	<ul style="list-style-type: none">- Uso de amianto;- Elevado consumo de vapor para concentrar a soda cáustica;- Elevados custos associados aos evaporadores;- Baixa pureza de soda cáustica;- Baixa qualidade de cloro;
Célula de membranas	<ul style="list-style-type: none">- Baixo consumo de energia total;- Baixo capital de investimento;- Células de operação baratas;- Elevada pureza de soda cáustica.	<ul style="list-style-type: none">- Uso de sal sólido;- Elevada pureza de salmoura;- Elevada quantidade de oxigénio contido no cloro;- Elevado custo associados às membranas.

Actualmente os processos de produção de soda cáustica têm de ser ecologicamente amigáveis, reduzindo assim a utilização, em novas instalações, dos processos de células de mercúrio e diafragma.

Apesar de ecologicamente amigável, o processo de células de membrana tem a desvantagem de produzir soluções de soda cáustica menos concentradas, obrigando à utilização de evaporadores para a sua concentração. Neste trabalho será dimensionado um sistema de concentração de soda cáustica proveniente de um processo de células de membrana.

1.4. Tecnologias de concentração da soda cáustica

Dependendo do processo usado para a produção de cloro-alkalis, tem-se um processo diferente para a concentração de soda cáustica.

No caso das células de mercúrio, a soda cáustica é simplesmente filtrada para remover partículas, nomeadamente o mercúrio, uma vez que neste processo se obtém directamente soda cáustica a 50%. De seguida passa pela fase de arrefecimento e é armazenada como produto acabado.⁽¹⁰⁾

No processo de células de diafragma a soda cáustica obtida do processo de produção é diluída sendo necessário, antes do armazenamento, ser concentrada por evaporação. Neste processo, o licor cáustico obtido apresenta algum cloreto de sódio o que exige que o evaporador esteja equipado de forma a retirar o sal precipitado sendo este usado para enriquecer a salmoura ou para matéria-prima do processo de células de mercúrio ou membranas. A percentagem de cloreto de sódio na soda cáustica, neste processo, é de cerca de 1% e 0,01% de clorato de sódio.⁽⁴⁾

No processo de células de membranas, a soda cáustica obtida tem elevada pureza e alta qualidade, sendo normalmente produzida com cerca de 33% de concentração. Para algumas aplicações é também concentrada por evaporação a 50%.

Algumas unidades industriais produzem soda cáustica com uma concentração de 73%, onde é alimentado vapor à solução concentrada a 50%, concentrando o licor cáustico a cerca de 73%, e também soda cáustica sólida concentrada a 100%, produzida num evaporador de filme ascendente a operar a 375°C sob vácuo. No entanto, neste trabalho apenas se vai focar a concentração de soda cáustica a 50%.⁽⁴⁾

A concentração da soda cáustica passa pela evaporação do excesso de água presente na solução diluída de forma a obter-se o produto final com a concentração desejada, usando-se normalmente um sistema de evaporadores de efeito múltiplo em série.⁽¹¹⁾

Existem dois métodos para alimentar um sistema de evaporadores de efeito múltiplo. A alimentação em paralelo (co-corrente), em que o vapor e o líquido de alimentação fluem na mesma direcção, ou em contra-corrente, em que o vapor flui no sentido oposto do líquido de alimentação.⁽¹¹⁾

A alimentação em co-corrente é usada quando a solução está quase saturada e se pretende a sobressaturação da solução. Neste processo de evaporação, se o licor de alimentação está a uma temperatura maior que a temperatura de saturação do primeiro efeito, então tem-se automaticamente uma evaporação flash. Uma vez que o vácuo é mantido geralmente no último efeito, o licor flui por si só, e apenas é necessária uma bomba no final da bateria, sendo que no último efeito se encontra o licor concentrado.⁽¹¹⁾

Quando se aplica o processo de evaporação em contra-corrente o licor de alimentação entra no último efeito com uma temperatura mais baixa e sai concentrado no primeiro efeito com uma temperatura mais elevada. Neste caso a alimentação deve ser bombeada de efeito para efeito o que aumenta o custo do processo. No entanto há uma maior economia de vapor neste processo.⁽¹¹⁾

Saber qual é o processo mais favorável é uma consideração económica, pois a alimentação em contra-corrente pode não conduzir a uma menor área de aquecimento, dependendo da quantidade de água a ser evaporada e da viscosidade da solução final.⁽¹¹⁾

1.4.1. Tipos de evaporadores

O processo de evaporação consiste na remoção de um solvente volátil de uma determinada solução ou suspensão, sendo no presente caso usado água como solvente.

A vaporização do solvente produz o produto final com a concentração desejada, sendo este o objectivo do processo de evaporação.

Este processo efectua-se em peças de equipamentos designadas por evaporadores. Estes devem proporcionar uma clara separação entre os vapores condensados e a alimentação.⁽¹²⁾

Um evaporador deve ser dimensionado de forma a cumprir os seguintes requisitos:

- ✓ Ter uma eficaz e elevada taxa de transferência de calor, para uma área mínima e custo mínimo efectivo de instalação, operação e manutenção;
- ✓ Fazer uma óptima separação entre o vapor e o líquido concentrado;
- ✓ Satisfazer as condições exigidas pelo produto a ser processado;
- ✓ Produzir um produto com a qualidade pretendida;

- ✓ Ser energeticamente eficiente possibilitando um uso eficaz do vapor no caso de evaporadores de efeito múltiplo ou vapor de recompressão;
- ✓ Minimizar a incrustação nas superfícies de transferência de calor;
- ✓ Serem construídos em materiais que minimizem a corrosão.⁽¹²⁾

Os evaporadores podem ser classificados consoante a forma de aquecimento:

- ✓ O meio de aquecimento é separado da evaporação do líquido por superfícies tubulares aquecidas;
- ✓ O meio de aquecimento é confinado por bobines, revestimentos, paredes duplas, placas planas, etc;
- ✓ O meio de aquecimento entra em contacto directo com a evaporação do líquido;
- ✓ Aquecimento por radiação solar.⁽¹³⁾

No entanto a nível industrial o tipo de evaporador mais usado é o primeiro. Neste caso o líquido entra em ebulição induzida pelo meio de aquecimento, podendo ser por circulação natural, ou por meios mecânicos denominando-se circulação forçada.⁽¹³⁾

Os evaporadores de circulação natural são usados para aplicações simples e a temperatura estável, enquanto os evaporadores de circulação forçada são usados para soluções viscosas, sais e produtos incrustantes.⁽¹²⁾ Este último tipo de evaporador é apropriado para efectuar cristalizações.⁽¹³⁾

Os evaporadores de circulação natural mais comuns são os de tubos horizontais, tubos verticais curtos e tubos verticais longos.⁽¹²⁾

1.4.1.1. Evaporador de tubos horizontais

Os evaporadores de tubos horizontais, representados na Figura 11, são os mais antigos utilizados na indústria química.⁽¹²⁾

A distribuição do líquido é feita ao longo dos tubos por aspersão ou placas perfuradas acima do nível dos tubos. Um problema típico deste tipo de evaporadores é conseguir manter uma boa distribuição do líquido. Actualmente é mais usado para evaporar água do mar.⁽¹³⁾

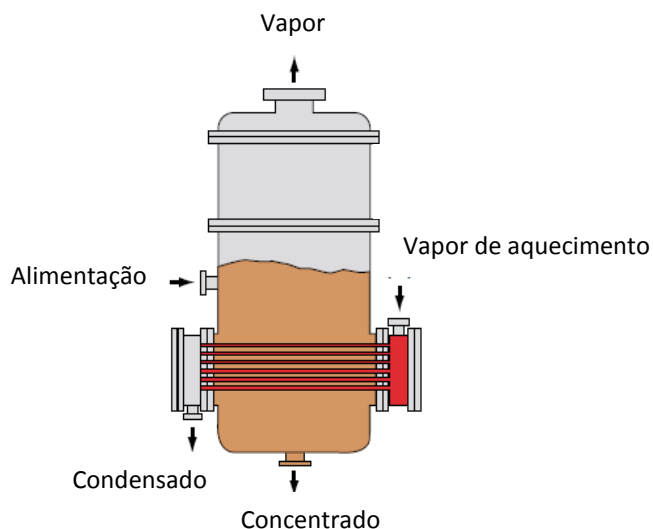


Figura 11 – Evaporador de tubos horizontais. ⁽¹²⁾

1.4.1.2. Evaporador de tubos verticais curtos

Os evaporadores de tubos verticais curtos, representados na Figura 12, são um dos tipos de evaporadores ainda em uso comercial generalizado. ⁽¹²⁾

A sua principal função é a concentração do sumo da cana-de-açúcar. ⁽¹³⁾

A superfície de aquecimento induz a ebulição do solvente nos tubos, que normalmente têm 2 a 3 polegadas de diâmetro por 1 a 2 m de comprimento. ⁽¹³⁾

Neste tipo de evaporadores o líquido está dentro dos tubos e o fluido de aquecimento fora. Com a ebulição do líquido, este sobe dentro dos tubos e volta através da central de retorno. Os condensados são removidos para um local conveniente, na parte inferior da camada de tubos e os gases não condensados normalmente são ventilados na parte superior da camada de tubos. O nível de operação do líquido é normalmente próximo do topo da camada de tubos. ⁽¹²⁾

A circulação e a transferência de calor neste tipo de evaporadores são afectadas pelo nível do líquido, pois a ebulição nos tubos induz a circulação acima da superfície de aquecimento. Essa circulação é criada pela diferença de densidades entre o líquido e o líquido de aquecimento, gerando vapor no interior dos tubos.

O maior coeficiente de transferência de calor é obtido quando o nível de líquido está a cerca de metade dos tubos. Uma diminuição do nível provoca redução na capacidade de evaporação pois a parede do tubo não é totalmente molhada, reduzindo a eficiência do processo e formando incrustação nos tubos. ⁽¹²⁾

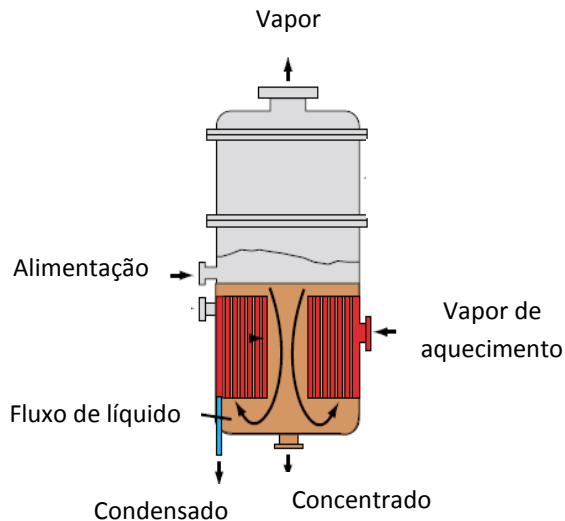


Figura 12 – Evaporador de tubos verticais curtos. ⁽¹²⁾

1.4.1.3. Evaporadores de tubos longos verticais

Dos evaporadores tubulares, os de tubos verticais longos são os mais usados a nível industrial, existindo dois tipos:

✓ Evaporador de filme ascendente (*rising film*)

Este tipo de evaporadores é basicamente um permutador de calor de carcaça e tubos e um separador líquido/vapor. Os tubos têm geralmente 1-2 polegadas de diâmetro e 4 -10 m de comprimento.

A alimentação entra no fundo da camada de tubos e flui através dos mesmos, com o vapor de aquecimento, levando a alimentação à ebulição. À medida que a quantidade de calor transferido aumenta, a velocidade também aumenta ao longo do tubo e a mistura líquido/vapor sai no topo para o separador. ⁽¹²⁾

Este tipo de equipamento está representado na Figura 13.

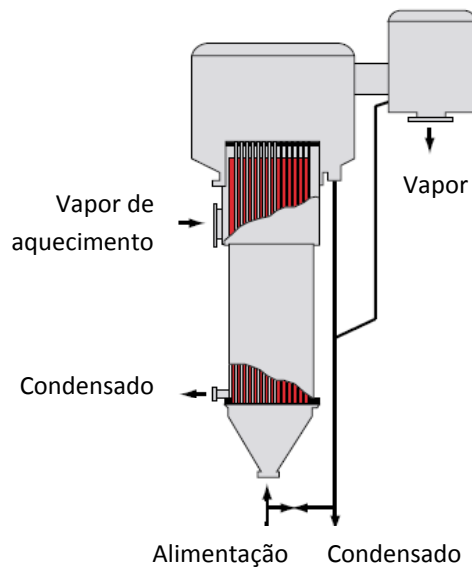


Figura 13 – Evaporador de filme ascendente (*rising film*).⁽¹²⁾

✓ **Evaporador de filme descendente (*falling film*)**

O evaporador de filme descendente, apresentado na Figura 14, é uma variante do evaporador de filme ascendente, sendo que no evaporador de filme descendente o líquido desce ao longo dos tubos e o permutador de calor neste caso está em cima do separador líquido/vapor.⁽¹²⁾

A alimentação entra no topo do evaporador onde é distribuída de forma uniforme ao longo de cada tubo. A distribuição da alimentação é muito importante e normalmente é feita por pratos perfurados colocados na parte superior da camada de tubos.⁽¹²⁾

Este tipo de evaporadores tem a vantagem de o filme de líquido descer por gravidade, formando uma fina película de filme originando elevados coeficientes de transferência de calor e baixos tempos de residência na zona de aquecimento.⁽¹²⁾

O evaporador de filme descendente é particularmente usado em aplicações em que a força directriz entre o meio de aquecimento e o líquido é pequena.⁽¹²⁾

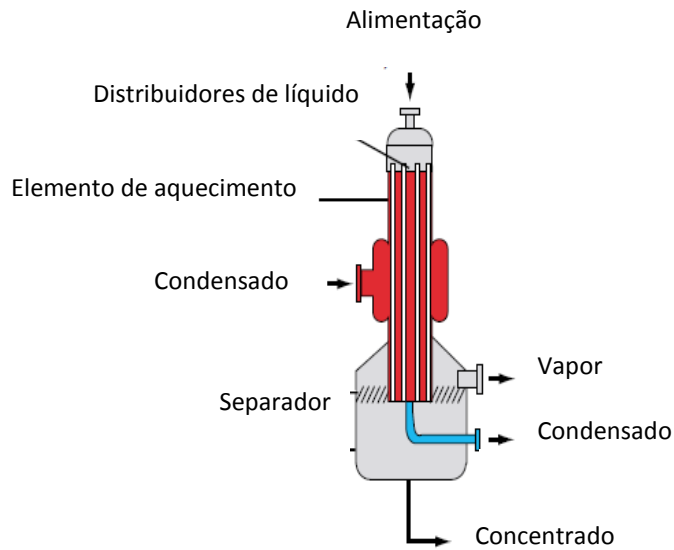


Figura 14 – Evaporador de filme descendente (*falling film*).⁽¹²⁾

1.4.1.4. Evaporadores de circulação forçada

Os evaporadores de circulação forçada não são os mais económicos, no entanto são apropriados para uma grande variedade de aplicações.⁽¹¹⁾

O uso da bomba para assegurar a circulação do líquido torna possível a separação das funções de transferência, separação líquido/vapor e cristalização. A bomba retira o licor da câmara flash e através do vapor de aquecimento obriga-o a regressar à câmara flash, sendo a circulação mantida independentemente da taxa de evaporação. Por este motivo este tipo de evaporadores são muito usados para cristalizações.⁽¹³⁾

Os tubos dos evaporadores de circulação forçada são mais pequenos que os evaporadores de circulação natural e geralmente não excedem as 2 polegadas de diâmetro externo.⁽¹¹⁾

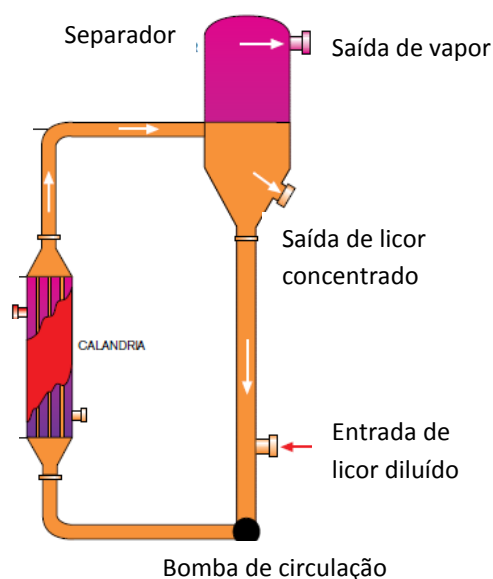


Figura 15 – Evaporador de circulação forçada. ⁽¹⁴⁾

Em forma de resumo, é apresentada a Tabela 3 onde se pode ver os critérios de selecção dos evaporadores para as várias características dos produtos.

Tabela 3 – Critérios de selecção de evaporadores. ⁽¹²⁾

Tipos de evaporadores	Características dos produtos					
	Limpo	Alta capacidade	Sólidos ou cristais	Incrustação	Espumas	Sensíveis à temperatura
Tubos horizontais	x					
Tubos verticais curtos	x					
Tubos verticais longos	x	x				
Filme ascendente	x	x			x	
Filme descendente	x	x	x		x	x
Circulação forçada	x	x	x	x	x	

De acordo com a Tabela 3, e no caso da soda cáustica, verifica-se que se pode aplicar qualquer um dos tipos de evaporadores descritos, dado que se trata de um fluido limpo e sob as

condições de operação do processo de concentração não se prevê a formação de cristais e incrustações. A soda cáustica também não é um fluido sensível à temperatura.

Através da informação disponibilizada pelos principais fornecedores da tecnologia verifica-se que o tipo de evaporador usado para a sua concentração é o evaporador de filme descendente, sendo portanto, esse o considerado neste trabalho.

2. Descrição do processo e balanços

Neste capítulo será descrito o processo seleccionado para a concentração de soda cáustica bem como apresentados os balanços de massa e energia do processo em estudo, sendo estes implementados numa folha de cálculo.

2.1. Dados do problema

Com este processo pretende-se concentrar uma solução de soda cáustica a 50%, proveniente do processo de electrólise de salmoura, onde é obtida soda cáustica com uma concentração de 33%.

Os dados do problema são apresentados na Tabela 4 e os coeficientes globais de transferência de calor assumidos necessários ao cálculo dos balanços de massa e de energia são apresentados na Tabela 5.

Tabela 4 – Especificações do projecto.

DADOS	
Produção (kg/h)	12500
% Soda inicial	33
% Soda final	50
T_F (°C)	80,00
P_s (bar)	12,50
T_s (°C)	189,73

Tabela 5 – Estimativa para os coeficientes globais de transferência de calor. ⁽¹⁵⁾

Coeficientes globais de transferência de calor para o efeito triplo		Coeficientes globais de transferência de calor para o efeito duplo	
U_1 (W/m ² K)	1250	U_1 (W/m ² K)	1250
U_2 (W/m ² K)	2000	U_2 (W/m ² K)	2500
U_3 (W/m ² K)	3000		

Para a resolução dos balanços de massa e energia é também necessária informação acerca das entalpias dos diversos fluidos, bem como da elevação dos pontos de ebulição uma vez que esta em soluções de soda cáustica é considerável, sendo estes dados apresentados no Anexo I.

2.2. Processos de concentração de soda cáustica

A soda cáustica é concentrada normalmente numa sequência de dois ou três evaporadores de efeito múltiplo em contra-corrente.

Este processo também poderia ser feito em co-corrente, ou seja, os dois fluidos quente e frio movem-se no mesmo sentido, enquanto que em contra-corrente movem-se em sentidos opostos. O motivo pelo qual foi escolhido o processo em contra-corrente é que este proporciona uma melhor transferência de calor entre as regiões mais quentes dos dois fluidos numa das extremidades e as regiões mais frias noutra extremidade, não originando uma variação tão elevada de diferenças de temperaturas quando comparado com o processo em co-corrente. Logo, a área de superfície necessária para uma determinada taxa de transferência de calor, q , é menor em contra-corrente do que em co-corrente, para o mesmo coeficiente global de transferência de calor, U .

Este processo consiste em ter dois ou três evaporadores colocados em série, onde o vapor de aquecimento entra no primeiro efeito e a corrente gasosa deste vai servir de vapor de aquecimento do efeito seguinte e assim sucessivamente. A alimentação do líquido a concentrar entra no último efeito, circulando assim, em sentido oposto ao vapor de aquecimento proporcionando assim melhor transferência de calor.

O objectivo deste trabalho é estudar o processo de concentração de soda cáustica em sistemas de efeito duplo e triplo em contra-corrente e verificar qual das configurações é mais favorável para a produção em causa. Para tal serão realizados os balanços de massa e energia para determinar as condições de operação e estimar a área necessária para os respectivos evaporadores necessários. Seguidamente aplicando as condições de operação obtidas nos balanços de massa e energia será feito o dimensionamento dos evaporadores determinando assim a área necessária para obter o produto com as características desejadas.

Por fim será efectuado o estudo da viabilidade económica a cada configuração de forma a concluir qual dos projectos é mais rentável.

Neste capítulo serão focados os balanços de massa e energia, sendo o dimensionamento e o estudo da viabilidade económica abordados nos capítulos seguintes.

2.2.1. Balanços de Massa e Energia de Evaporadores de Efeito Duplo e Triplo

O cálculo deste tipo de evaporadores é feito por um método iterativo. Este método encontra-se esquematizado na Figura 16.

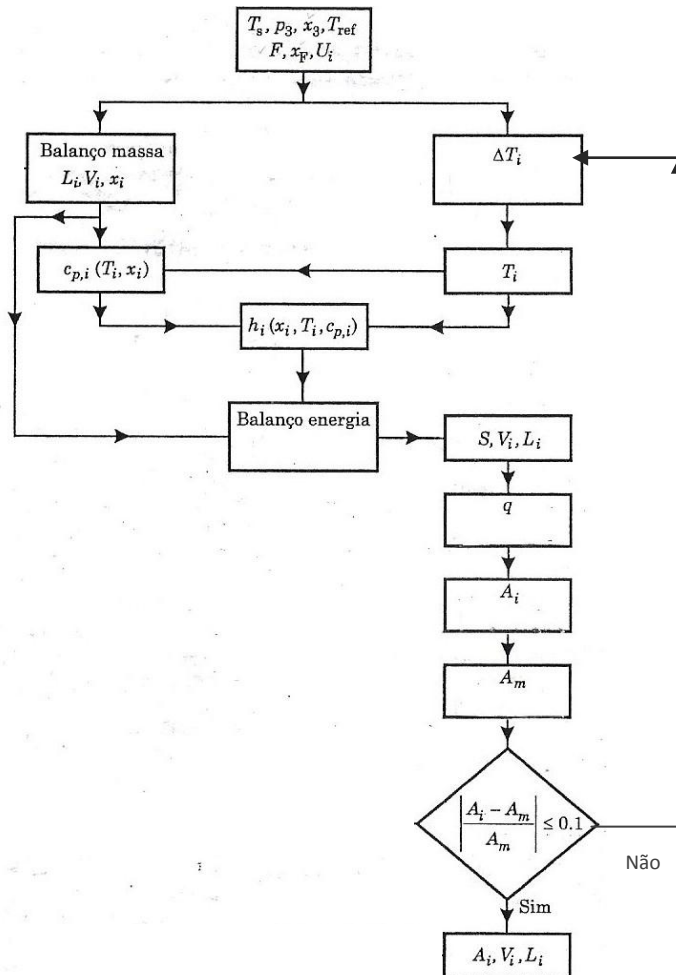


Figura 16 – Esquema do processo de cálculo dos evaporadores de efeito múltiplo. ⁽¹⁶⁾

A aplicação do método iterativo da Figura 16 é mostrada a seguir, para o tipo de evaporador de efeito duplo e triplo. Esta descrição tem com base os esquemas da Figura 17 a) e b).

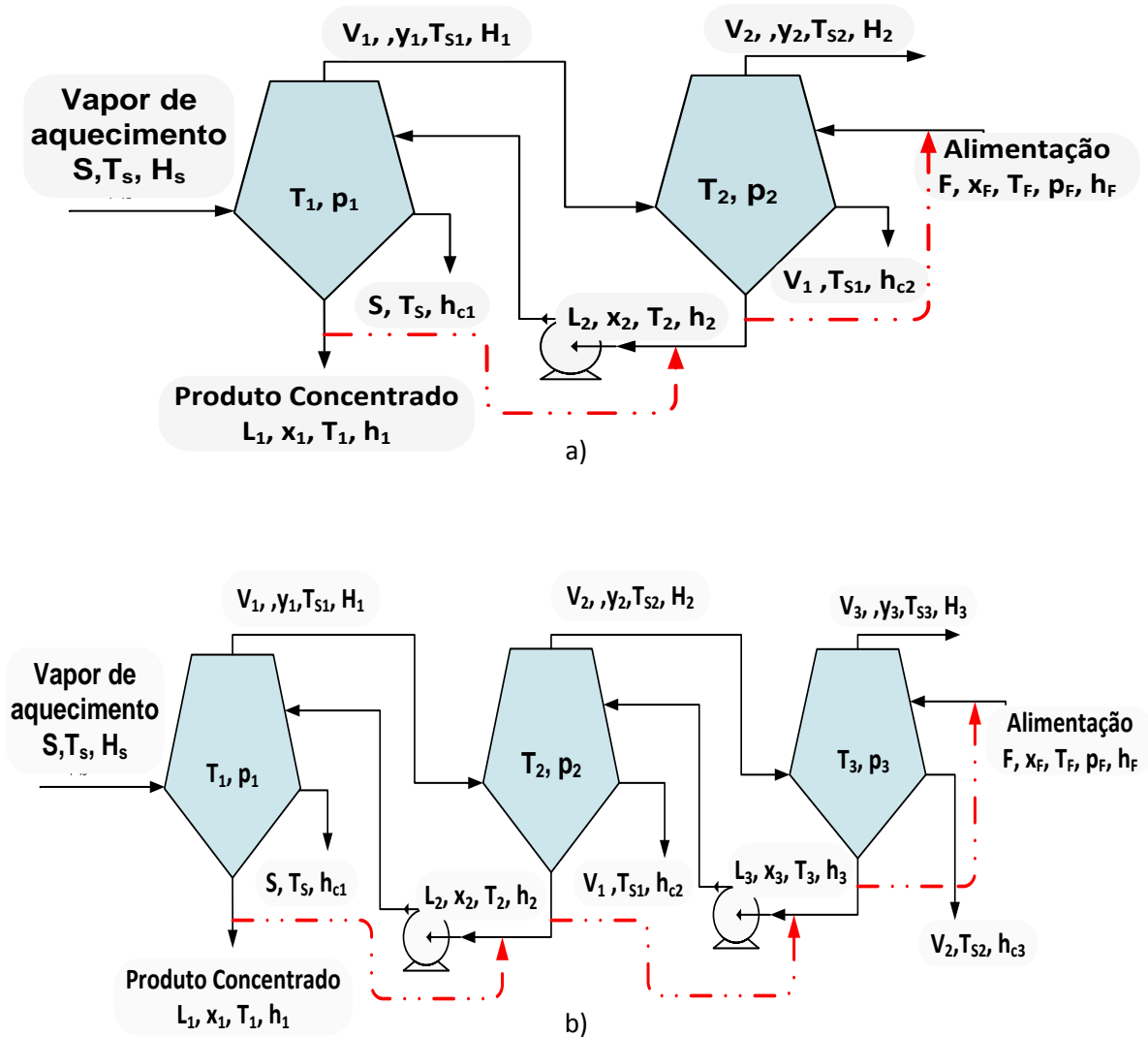


Figura 17 – Diagrama de evaporadores de efeito duplo (a) e efeito triplo (b).

Numa primeira estimativa considera-se que os caudais de vapor são iguais em todos os efeitos. Fazendo um balanço de massa global ao sistema, dado pela Equação 1 para o efeito duplo e pela Equação 2 para o efeito triplo, determina-se o caudal total de vapor.⁽¹⁶⁾

$$F = L_1 + (V_1 + V_2) = L_1 + V_T \quad \text{Eq. 1}$$

$$F = L_1 + (V_1 + V_2 + V_3) = L_1 + V_T \quad \text{Eq. 2}$$

em que:

F – Caudal de solução de soda cáustica da corrente de alimentação, kg/h

L_1 – Caudal de líquido que sai do evaporador 1, kg/h

$V_{1,2,3}$ – Caudal de vapor no evaporador 1, 2 ou 3, kg/h

V_T – Caudal total de vapor, kg/h

Considerando que o soluto não é volátil, não há soluto na fase gasosa, logo através do balanço de material ao soluto, dado pela Equação 3 para o efeito duplo e triplo, determina-se o caudal de alimentação.⁽¹⁶⁾

$$x_F \times F = x_1 \times L_1 \quad \text{Eq. 3}$$

em que:

x_F – Composição mássica de soda cáustica na corrente de alimentação

x_1 – Composição mássica de soluto na fase líquida do evaporador 1

Fazendo um balanço global a cada evaporador do efeito duplo, traduzido pelas Equações 4 e 5, calcula-se o caudal de líquido em cada um deles.⁽¹⁶⁾

$$F = V_2 + L_2 \quad \text{Eq. 4}$$

$$L_2 = V_1 + L_1 \quad \text{Eq. 5}$$

De forma análoga para o efeito triplo o balanço global a cada evaporador para calcular o caudal de líquido é dado pelas Equações 6, 7 e 8.⁽¹⁶⁾

$$F = V_3 + L_3 \quad \text{Eq. 6}$$

$$L_3 = V_2 + L_2 \quad \text{Eq. 7}$$

$$L_2 = V_1 + L_1 \quad \text{Eq. 8}$$

em que:

$L_{1,2,3}$ – Caudal de líquido que sai do evaporador 1, 2, 3, kg/h

Através de um balanço de massa ao soluto em cada evaporador de efeito duplo, determina-se a concentração de soda cáustica.⁽¹⁶⁾

$$x_F \times F = L_2 \times x_2 \quad \text{Eq. 9}$$

$$L_2 \times x_2 = L_1 \times x_1 \quad \text{Eq. 10}$$

Para o efeito triplo o balanço de massa ao soluto é dado pelas Equações 11, 12 e 13.⁽¹⁶⁾

$$x_F \times F = L_3 \times x_3 \quad \text{Eq. 11}$$

$$L_3 \times x_3 = L_2 \times x_2 \quad \text{Eq. 12}$$

$$L_2 \times x_2 = L_1 \times x_1 \quad \text{Eq. 13}$$

em que:

$x_{1,2,3}$ – Composição mássica de soluto na fase líquida do evaporador 1, 2 ou 3.

Estima-se as diferenças de temperatura da solução e do vapor saturado em cada efeito para os efeitos duplo e triplo, pelas Equações 14 e 15. Como a elevação do ponto de ebulição tem uma contribuição considerável, não pode ser desprezada, logo no cálculo das temperaturas do vapor saturado tem de se ter em conta este factor. ⁽¹⁵⁾

$$T_{solução} = T_{si} - \Delta T_i \quad \text{Eq. 14}$$

$$T_{vaporsat} = T_i - EPE_i \quad \text{Eq. 15}$$

em que:

EPE_i – Elevação do ponto de ebulição no evaporador i , °C

T_i – Temperatura da solução de soda cáustica no evaporador i , °C

T_{si} – Temperatura do vapor saturado no evaporador i , °C

ΔT_i – Diferença de temperaturas do evaporador i , °C

Uma vez determinadas as temperaturas para cada efeito, determinam-se as entalpias do vapor de sobreaquecido através da Equação 16. ⁽¹⁵⁾

$$H_i = H_{si} + R \times EPE_i \quad \text{Eq. 16}$$

em que:

H_i – Entalpias do vapor sobreaquecido do evaporador i , kJ/kg

H_{si} – Entalpias do vapor saturado do evaporador i , kJ/kg

R – Constante dos gases ideais, J/mol.K

A entalpia da solução de soda cáustica é calculada pela Equação 17. Esta equação resulta da linearização dos dados da entalpia em função da composição e temperatura apresentados no site da *Solvay* ⁽³⁾. É válida para o intervalo de composições entre 30 a 50% e para temperaturas a variar de 20 a 180 °C.

$$h = A_1 + A_2 \times T - A_3 \times T^2 - A_4 \times x + A_5 \times T \times x + A_6 \times T^2 \times x + A_7 \times x^2 - A_8 \times T \times x^2 \quad \text{Eq. 17}$$

em que:

h – Entalpias das soluções de soda cáustica, kJ/kg

T – Temperatura da solução de soda cáustica, °C

As constantes da Equação 17 e as entalpias específicas do vapor saturado e do condensado são calculadas com as equações apresentadas no Anexo I (Tabela I.1, Figuras I.2 e I.3).

Por fim, calcula-se o calor transferido e a área de transferência de cada efeito através das Equações 18 e 19, respectivamente. ⁽¹⁵⁾

$$q_i = (H_s - h_{ci}) \times S \quad \text{Eq. 18}$$

$$A_i = \frac{q_i}{U_i \times \Delta T_i} \quad \text{Eq. 19}$$

em que:

A_i – Área do evaporador i , m^2

h_{ci} – Entalpias do condensado no evaporador i , kJ/kg

H_s – Entalpias do vapor da corrente de entrada, kJ/kg

q_i – Calor transferido no evaporador i , kJ/h

S – Caudal de vapor da corrente de entrada, kg/h

U_i – Coeficiente global de transferência de calor no evaporador i , $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

Pelo método iterativo, altera-se as diferenças de temperatura até se conseguir obter áreas iguais. Para isso aplicou-se um método numérico, ou seja, como foi assumido que as áreas terão de ser iguais, é necessário fazer convergir a diferença das áreas para zero por alteração da diferença de temperaturas.

De seguida manipulando os balanços de energia com os balanços de massa determina-se a quantidade de solvente vaporizado.

Aplicando novamente o método iterativo, faz-se convergir a diferença entre o caudal de vapor assumido e o calculado para o valor zero por alteração do valor do caudal de vapor assumido. Se os caudais não convergirem procede-se a uma nova iteração, mas assumindo os caudais de vapores calculados anteriormente até haver convergência. Este processo é igual para o efeito duplo e triplo.

As Equações 20 e 21 mostram o resultado da manipulação dos balanços de energia com os de material para o efeito duplo. Pela Equação 20 determina-se o caudal de vapor que entra no primeiro efeito. A Equação 21 permite calcular a quantidade de solvente vaporizado do primeiro efeito, sendo que o caudal de vapor do segundo efeito é a diferença entre o caudal total de vapor e o caudal de vapor do primeiro efeito. ⁽¹⁵⁾

$$S = \frac{V_1 \times (H_1 - h_2) + L_1 \times h_1 - F \times h_2 + V_T \times h_2}{H_s - h_{c1}} \quad \text{Eq. 20}$$

$$V_1 = \frac{V_T \times (H_2 - h_2) + F \times (h_2 - h_F)}{H_1 - h_{c1} + H_2 - h_2} \quad \text{Eq. 21}$$

Para os evaporadores de efeito triplo as equações resultantes da manipulação dos balanços de energia com os de material para cada efeito, estão apresentadas nas Equações 22, 23 e 24. ⁽¹⁵⁾

$$S = \frac{L_1 \times h_1 + V_1(H_1 - h_1) + V \times h_2 - F \times h_2}{H_s - h_{c1}} \quad \text{Eq. 22}$$

$$V_2 = \frac{F \times (h_2 - h_3) - V \times (h_2 + h_3) + V_1 \times (h_2 + h_{c2} - H_1 - h_3)}{h_3 - H_2} \quad \text{Eq. 23}$$

$$V_1 = \frac{F \times (h_F - h_3) + V \times (h_3 + H_3) + V_2 \times (H_2 - h_3 + H_3 - h_{c3})}{h_3 - H_3} \quad \text{Eq. 24}$$

em que:

h_{ci} – Entalpias do condensado no evaporador i, kJ/kg

h_F – Entalpia da solução de soda cáustica na corrente de alimentação, kJ/kg

$h_{1, 2 \text{ ou } 3}$ – Entalpias da solução de soda cáustica no evaporadores 1, 2 ou 3, kJ/kg

H_i – Entalpias do vapor sobreaquecido do evaporador i, kJ/kg

Da mesma forma que no efeito duplo, o caudal de vapor do terceiro efeito é a diferença entre o caudal total e a soma dos caudais dos dois efeitos determinados pelos balanços de energia.

2.3. Resultados

2.3.1. Balanços de massa e energia para o efeito duplo

Efectuados os cálculos dos balanços de massa e energia foi possível obter os resultados apresentados na Tabela 6 onde são apresentados os caudais de cada corrente bem como a concentração de soda cáustica, temperaturas da solução e vapor saturado, calor transferido, a área determinada para cada evaporador e a quantidade necessária de vapor. A tabela detalhada dos resultados dos balanços de massa e energia está apresentada no Anexo III (Tabela III.1).

Tabela 6 - Resultados dos balanços de massa e energia para o efeito duplo.

1º Efeito		2º Efeito	
V_1 (kg/h)	3169	V_2 (kg/h)	3271
L_1 (kg/h)	12500	L_2 (kg/h)	15669
x_1 (w/w)	0,50	x_2 (w/w)	0,40
T_1 (°C)	129,80	T_2 (°C)	65,47
T_{s1} (°C)	89,33	T_{s2} (°C)	39,00
q_1 (kJ/h)	11456326	q_2 (kJ/h)	7297604
A_1 (m ²)	42,5	A_2 (m ²)	42,5
S (kg/h)	5774		

2.3.2. Balanços de massa e energia para o efeito triplo

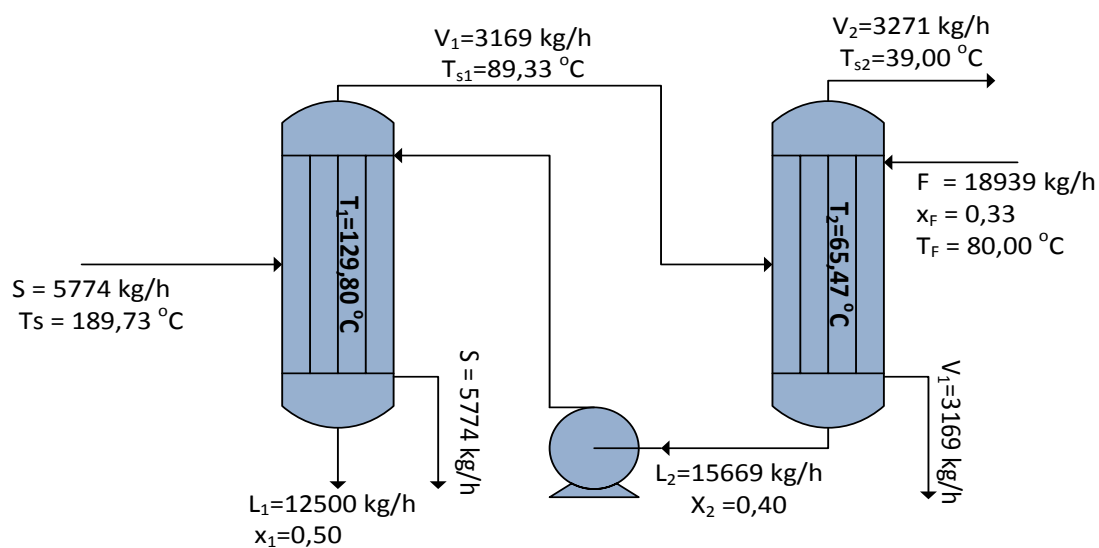
De modo análogo são apresentados na tabela 7 os resultados alusivos aos cálculos dos balanços de massa e de energia para os evaporadores de filme descendente de efeito triplo.

A tabela detalhada dos resultados dos balanços de massa e energia está apresentada no Anexo III (Tabela III.2)

Tabela 7 - Resultados dos balanços de massa e energia para o efeito triplo.

1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
V_1 (kg/h)	1734	V_2 (kg/h)	2172	V_3 (kg/h)	2533
L_1 (kg/h)	12500	L_2 (kg/h)	14234	L_3 (kg/h)	16406
x_1 (w/w)	0,50	x_2 (w/w)	0,44	x_3 (w/w)	0,38
T_1 (°C)	155,99	T_2 (°C)	104,63	T_3 (°C)	63,29
T_{s1} (°C)	115,52	T_{s2} (°C)	72,94	T_{s3} (°C)	39,00
q_1 (kJ/h)	5870797	q_2 (kJ/h)	3031160	q_3 (kJ/h)	4031535
A_1 (m²)	38,7	A_2 (m²)	38,7	A_3 (m²)	38,7
S (kg/h)	3651				

Para uma melhor compreensão do processo de concentração da soda cáustica em evaporadores de efeito duplo e triplo, são apresentados na Figura 18 os esquemas dos processos com os resultados obtidos para o estudo efectuado.



a)

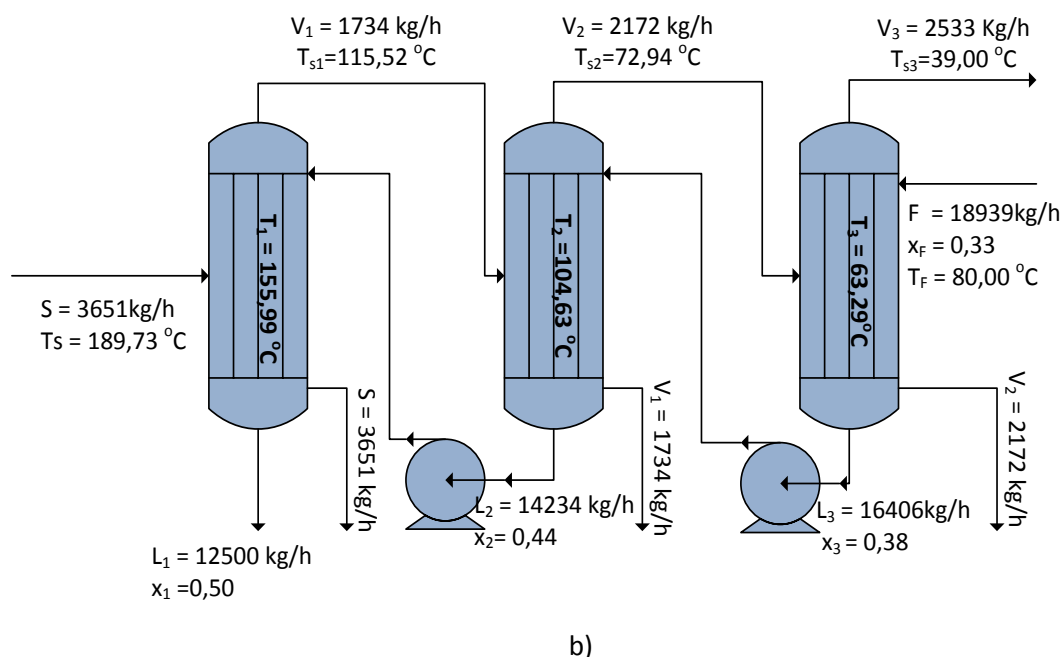


Figura 18 – Esquema do processo de concentração de soda cáustica em evaporadores de efeito duplo (a) e em evaporadores de efeito triplo (b) em estudo.

Através da análise das Tabelas 6 e 7 conclui-se que a área total necessária para os evaporadores de efeito duplo é inferior à área total para o caso dos evaporadores de efeito triplo. No entanto o caudal de vapor necessário no efeito triplo é menor que no efeito duplo o que é vantajoso pois os custos associados à quantidade de vapor necessária também são menores. Mas ao introduzir mais um evaporador em série ter-se-ão custos de investimento associados que podem não compensar a redução dos custos da utilidade quente.

O estudo dos custos associados a cada sistema (custos de investimento e custos operacionais) são tratados no capítulo 4 e permitirão ajudar a seleccionar o sistema ideal para o processo em causa.

Como foi referido atrás, o cálculo das áreas apresentadas nas Tabelas 6 e 7 foi feito assumindo o valor dos coeficientes globais de transferência de calor, estando estes indicados na Tabela 5.

O cálculo do custo do investimento obriga ao dimensionamento de cada permutador do evaporador.

No capítulo seguinte serão assim dimensionados os permutadores de cada evaporador com o objectivo de determinar a sua área efectiva através da determinação dos coeficientes de

transferência de calor, estes obtidos pela utilização de correlações empíricas adequadas para evaporadores *falling film*.

Para o cálculo dos novos coeficientes de transferência de calor serão usados os dados de caudal, composição e temperatura obtidos pela resolução dos balanços de massa e energia.

3. Dimensionamento dos evaporadores de filme descendente

Neste capítulo são desenvolvidas as metodologias utilizadas para o dimensionamento dos evaporadores de filme descendente para as duas situações, efeito duplo e triplo, sendo que a diferença está apenas em ter mais um evaporador no caso do efeito triplo.

3.1. Procedimentos de cálculo do dimensionamento de evaporadores

O objectivo do dimensionamento dos evaporadores é determinar a área de superfície necessária para obter o produto final com a concentração desejada.

Neste projecto determinou-se a área necessária para o caso de evaporadores sem recirculação e para diferentes taxas de recirculação. Para ambos os casos, fez-se o cálculo para dois diâmetros de tubos distintos (1" e 1 ½ "), permitindo assim otimizar o projecto dos evaporadores, seleccionando assim a situação mais favorável.

Para dimensionar o evaporador é necessário seguir o seguinte procedimento:

1. Calcular a área estimada para a taxa de transferência de calor e diferenças de temperaturas determinadas nos balanços de massa e energia anteriormente apresentados. Nesta primeira estimativa assume-se o coeficiente global de transferência de calor usado nos balanços de massa e energia e determina-se a área estimada recorrendo à equação geral de transferência de calor dada pela equação 20.
2. Determinar o número de tubos para a área estimada.
3. Determinar o diâmetro interno e externo dos tubos para cada efeito.
4. Obter as propriedades físicas das correntes de entrada e saída da soda cáustica, condensado e vapor sobreaquecido para cada efeito. Estes dados encontram-se no Anexo II.
5. Determinar o coeficiente de filme externo de transferência de calor para cada efeito.
6. Calcular o coeficiente de filme interno de transferência de calor para cada efeito.

A metodologia de cálculo usada para os pontos 5 e 6 vai ser abordada em detalhe a seguir.

7. Pela literatura assumiram-se os coeficientes de sujidade internos e externos. Os valores assumidos foram $R_{D0}=0,00009 \text{ m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$, para o coeficiente externo correspondente ao vapor limpo e $R_{Di}=0,00035 \text{ m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$ para o coeficiente interno correspondente às soluções cáusticas.⁽¹⁷⁾

8. Determinar o coeficiente global de transferência de calor, sendo este calculado pela Equação 25. ⁽¹⁸⁾

$$U = \left[\frac{D_0}{h_i \times D_i} + \frac{D_0 \times \ln(D_0 / D_i)}{2 \times k_w} + \frac{1}{h_0} + \frac{R_{D_i} \times D_0}{D_i} + R_{D_0} \right]^{-1} \quad \text{Eq. 25}$$

em que:

D_0 – Diâmetro externo dos tubos, m

D_i – Diâmetro interno dos tubos, m

h_0 – Coeficiente de filme externo de transferência de calor, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

h_i – Coeficiente de filme interno de transferência de calor, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

k_w – Condutividade térmica do material de construção dos tubos, $\text{W/m} \cdot ^\circ\text{C}$

R_{d0} – Coeficiente externo de sujidade, $\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$

R_{di} – Coeficiente interno de sujidade, $\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C/W}$

U – Coeficiente global de transferência de calor, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

9. Aplicando um método numérico para obter a convergência do processo iterativo, faz-se convergir o valor de U e para esse valor determina-se a nova área de transferência de calor.

3.1.1. Cálculo do coeficiente de filme externo de transferência de calor

A condensação em superfícies verticais baseia-se na teoria de *Nusselt*, sendo esta aplicável em paredes planas ou em tubos verticais. No caso de evaporadores de filme descendente a condensação ocorre em tubos verticais.

O coeficiente de transferência de calor na condensação em tubos verticais pode ser bem definido pela teoria de *Nusselt*, dado pela Equação 26, uma vez que as correlações básicas de transferência de calor para a condensação em filme foram obtidas por *Nusselt*. ⁽¹⁹⁾

$$h_0 = 1.47 \times \left[\frac{k_L^3 \times \rho_L \times (\rho_L - \rho_V) \times g}{\mu_L^2 \times \text{Re}} \right]^{1/3} \quad \text{Eq. 26}$$

em que:

k_L – Condutividade térmica do líquido, $\text{W/m} \cdot ^\circ\text{C}$

g – Aceleração de gravidade, m/s^2

Re – Número de Reynolds

μ_L – Viscosidade dinâmica do líquido, $\text{Pa} \cdot \text{s}$

ρ_L – Massa volúmica do líquido, kg/m³

ρ_v – Massa volúmica do vapor, kg/m³

No entanto esta equação só é válida para regime laminar. *Nusselt*, entre outros cientistas, modificaram essa teoria a fim de alargar as hipóteses formuladas na teoria básica.

A nível industrial o fluxo de condensado no filme em superfícies verticais pode tornar-se turbulento com números de *Reynolds* superiores a 1600. No entanto a ondulação que se forma e se propaga ao longo da superfície do filme começa a afectar a transferência de calor podendo diminuir o número de *Reynolds* até cerca de 30, formando-se assim três regimes de fluxo diferentes:

- ✓ Regime laminar livre de ondulação (*wave free*) – $Re \leq 30$
- ✓ Regime laminar ondulado (*wavy*) – $30 \leq Re \leq 1600$
- ✓ Regime turbulento – $Re > 1600$

Assim o coeficiente de transferência de calor para o filme de condensado para o regime ondulado/transição (*wavy*) pode ser obtido pela correlação semi-empírica apresentada na Equação 27:⁽¹⁹⁾

$$h_0 = \frac{Re \times \left(k_L^3 \times \rho_L \times (\rho_L - \rho_v) \times \frac{g}{\mu_L^2} \right)^{1/3}}{1.08 \times Re^{1.22} - 5.2} \quad \text{Eq. 27}$$

Para o regime turbulento a correlação aplicada é dada pela Equação 28.⁽¹⁹⁾

$$h_0 = \frac{Re \times \left(k_L^3 \times \rho_L \times (\rho_L - \rho_v) \times \frac{g}{\mu_L^2} \right)^{1/3}}{8750 + 58 \times Pr^{-0.5} \times (Re^{0.75} - 253)} \quad \text{Eq. 28}$$

em que:

Pr – Número de Prandtl

Esta equação é válida para números de *Prandtl* inferiores ou iguais a 10 que inclui a maioria dos casos para os quais é provável ocorrer regime turbulento no filme de condensado.

Seleccionando a equação adequada é possível então determinar o coeficiente de filme externo de transferência de calor.

3.1.2. Cálculo do coeficiente de filme interno de transferência de calor

Os fenómenos de transferência de calor e de massa no caso dos evaporadores de filme descendente têm sido amplamente estudados experimentalmente devido à grande gama de propriedades físicas das misturas em questão.

Chun e Seban realizaram um extenso trabalho experimental no qual evaporavam um filme de água num tubo vertical aquecido electricamente à pressão atmosférica e vácuo tendo o número de *Reynolds* variado entre 320 e 21000 cobrindo assim as regiões laminar e turbulenta.

No regime laminar os dados experimentais seguem a seguinte correlação: ⁽²⁰⁾

$$h^* \equiv \frac{h(\nu^2 / g)^{1/3}}{k} = 0.821 \text{Re}^{-0.22} \quad (\text{Re} < \text{Re}_c) \quad \text{Eq. 29}$$

Para a região turbulenta, ajustaram os dados experimentais à correlação apresentada pela Equação 30. ⁽²⁰⁾

$$h^* = 0.0038 \text{Re}^{0.4} \text{Pr}^{0.65} \quad (\text{Re} > \text{Re}_c) \quad \text{Eq. 30}$$

em que:

h^* - coeficiente de transferência de calor (adimensional)

k – Condutividade térmica do líquido, W/m.°C

ν – Viscosidade cinemática do líquido, m²/s

Estas correlações são frequentemente utilizadas no desenho de evaporadores de filme descendente.

No entanto este estudo é limitado a um intervalo relativamente estreito das propriedades físicas, uma vez que, neste caso o número de *Prandtl* apenas varia entre 1,7 e 5,7. Devido à grande variedade de fluidos usados em aplicações de evaporadores, o número de *Prandtl* pode ter maior ordem de grandeza, como no caso da soda cáustica, sendo por isso necessário ajustar as correlações já existentes.

Abdulmalik et al. ⁽²¹⁾ abordaram este tema tendo obtido dados sobre uma ampla gama de temperaturas de saturação e propriedades físicas, passando o número de *Reynolds* a variar entre 124 a 15600 e o número de *Prandtl* entre 1,7 a 47. Estes autores encontraram uma correlação que combina a transferência de calor do regime laminar e turbulento.

Para o regime laminar, e de acordo com a teoria de *Nusselt*, verifica-se que o coeficiente de transferência de calor é dependente das seguintes variáveis: ⁽²¹⁾

$$h_i = h(\Gamma, g, \rho, \mu, k, \sigma) \quad \text{Eq. 31}$$

Pela análise dimensional verifica-se que o número de *Nusselt* adimensional é dependente não só do número de *Reynolds* como também do número de *Kapitza* dado pela Equação 32.⁽²¹⁾

$$Ka = \frac{g \times \mu^4}{\rho \times \sigma^3} \quad \text{Eq. 32}$$

em que:

g – Aceleração de gravidade, m/s^2

σ – Tensão superficial, N/m

ρ_L – Massa volúmica do líquido, kg/m^3

μ_L – Viscosidade dinâmica do líquido, Pa.s

Então combinando os vários resultados experimentais para regime laminar foi proposta a seguinte correlação adimensional, dada pela Equação 33.⁽²¹⁾

$$h_i^* = 2.65 \times \text{Re}^{-0.158} \times Ka^{0.0563} \quad \text{Eq. 33}$$

Segundo esta correlação, h^* diminui com o número de *Reynolds* com um desvio inferior a 10% sobre o intervalo do número de *Prandtl*, variando entre 1,7 e 47.⁽²¹⁾

Analizando agora o regime turbulento pelos dados experimentais, verifica-se que h^* diminui com o número de *Reynolds*. No entanto quando o número de *Reynolds* diminui, h^* tende para uma região de transição entre o regime laminar e turbulento o que não é favorável.⁽²¹⁾

Para números de *Reynolds* muito baixos a turbulência é reprimida e o coeficiente de transferência de calor é bem definido pelo método do filme laminar.

Então o objectivo é obter uma expressão aproximada para o coeficiente de transferência de calor na região do regime de turbulência, resultando a expressão dada pela Equação 34.⁽²¹⁾

$$h_t^* = \frac{\text{Pr} \times \delta^{+(1/3)}}{(A_1 \times \text{Pr}^{(3/4)} + A_2 \times \text{Pr}^{(1/2)} + A_3 \times \text{Pr}^{(1/4)} + C_t) + (B \times Ka^{(1/2)} \times \text{Pr}^{(1/2)})} \quad \text{Eq. 34}$$

em que,

$$\delta^+ = 0.0946 \times \text{Re}^{0.8} \quad \text{Eq. 35}$$

$$A_1 = 9.17 \quad \text{Eq. 36}$$

$$A_2 = \frac{0.328 \times \pi \times (130 + \delta^+)}{\delta^+} \quad \text{Eq. 37}$$

$$A_3 = \frac{0.0289 \times (152100 + 2340 \times \delta^+ + 7 \times \delta^{+2})}{\delta^{+2}} \quad \text{Eq. 38}$$

$$C_i = 8.82 + 0.0003 \times \text{Re} \quad \text{Eq. 39}$$

$$B = \frac{2.51 \times 10^6 \times \delta^{+0.333} \times Ka^{-0.173}}{\text{Re}^{3.49 \times Ka^{0.0675}}} \quad \text{Eq. 40}$$

Combinando a expressão do coeficiente de transferência de calor para a evaporação para todos os números de *Reynolds* obtém-se uma combinação assintótica para os coeficientes laminar e turbulentos, dada pela Equação 41. ⁽²¹⁾

$$h^* = (h_l^{*5} + h_t^{*5})^{1/5} \quad \text{Eq. 41}$$

Nesta equação h_l^* é a contribuição do regime laminar dada pela Equação 33 e h_t^* é a contribuição do regime turbulento dada pela Equação 34, obtendo-se assim uma expressão que se adequa a uma gama mais alargada de números de *Reynolds* e *Prandtl*.

O coeficiente interno de transferência de calor é dado pela Equação 42. ⁽²¹⁾

$$h^* = h_i \times \frac{l_v}{k} \quad \text{Eq. 42}$$

Onde l_v é dado pela Equação 43. ⁽²¹⁾

$$l_v = \left(\frac{v^2}{g} \right)^{(1/3)} = \left(\frac{\left(\frac{\mu}{\rho} \right)^2}{g} \right)^{(1/3)} \quad \text{Eq. 43}$$

Na Figura 19 pode-se verificar que combinando as equações do regime laminar e do regime turbulento, obtém-se uma curva suave na região de transição e representa bem os dados experimentais numa faixa alargada de *Re* e *Pr*.

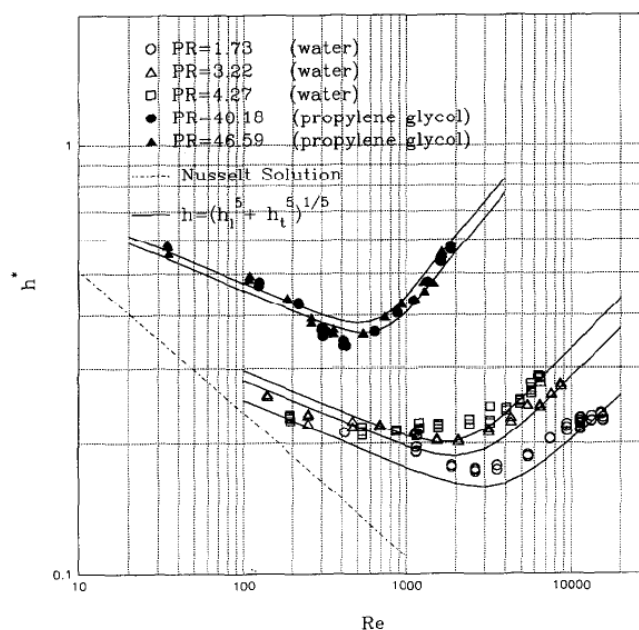


Figura 19 – Modelo proposto por Abdulmalik et al. ⁽²¹⁾

3.2. Resultados

Através do procedimento de cálculo apresentado anteriormente, foi possível obter os resultados que a seguir são apresentados para as várias situações estudadas. Os resultados detalhados do dimensionamento estão apresentados no Anexo V.

O dimensionamento dos evaporadores de efeito duplo e triplo teve em conta a influência de dois parâmetros - o diâmetro dos tubos que constituem o feixe tubular de cada permutador e a taxa de recirculação da solução de soda cáustica a cada permutador. O comprimento dos tubos foi fixado em 6 m.

Num primeiro cenário considerou-se tubos com 1" de diâmetro nominal e 6 m de comprimento. No segundo cenário alterou-se o diâmetro nominal para 1 ½ ", mantendo o mesmo comprimento.

Para cada um dos dois cenários foi feito o cálculo do permutador para a situação em que não existe recirculação e para diferentes taxas de recirculação de soda cáustica a cada permutador.

A recirculação assegura um caudal mínimo de solução de soda dentro dos tubos para que a superfície destes não fique seca, situação que favorece a cristalização dos sais à superfície dos tubos e/ou reduzindo o coeficiente de transferência de calor. Para além disso, garante uma distribuição uniforme do líquido mantendo uma espessura de filme adequada em toda a

superfície dos tubos. A introdução da recirculação permite também tornar a operação do evaporador menos sensível a variações no caudal de alimentação do sistema dado que garante a circulação de um caudal mínimo de líquido no interior dos tubos.

A introdução da recirculação afecta as temperaturas e caudais das correntes que alimentam cada um dos evaporadores face ao cenário sem recirculação, uma vez que esta faz com que uma parte do caudal que sai do evaporador (a uma temperatura mais baixa) seja alimentada novamente ao mesmo.

Assim a alimentação que entra no evaporador, passa a ser o caudal de líquido do efeito anterior que entra mais o caudal de reciclo. Por exemplo, se considerarmos uma taxa de recirculação de 2, o caudal que entra no evaporador é o caudal de alimentação mais 2 vezes o caudal que sai desse evaporador.

Quanto à temperatura da corrente que entra depois de introduzida a recirculação, esta é calculada com base num balanço de energia ao ponto de mistura, onde a temperatura de referência é igual à temperatura da mistura, dado pela Equação 44.

$$m_i C_{p_i} (T_i - T_{ref}) + m_{reciclo} C_{p_{reciclo}} (T_{reciclo} - T_{ref}) = m_{mistura} C_{p_{mistura}} (T_{mistura} - T_{ref}) \quad \text{Eq. 44}$$

em que:

C_{p_i} – Calor específico, kJ/kg.°C

$C_{p_{mistura}}$ – Calor específico da corrente de mistura, kJ/kg.°C

$C_{p_{reciclo}}$ – Calor específico da corrente de reciclo, kJ/kg.°C

m_i – Caudal da corrente de entrada no evaporador i, kg/h

$m_{mistura}$ – Caudal da corrente de mistura, kg/h

$m_{reciclo}$ – Caudal da corrente de reciclo, kg/h

T_i – Temperatura da solução de soda cáustica no evaporador i, °C

$T_{mistura}$ – Temperatura da corrente de mistura, °C

$T_{reciclo}$ – Temperatura da corrente de reciclo, °C

T_{ref} – Temperatura de referência, °C

3.2.1. Dimensionamento do evaporador de efeito duplo

Para o evaporador de efeito duplo foram consideradas inicialmente as seguintes taxas de recirculação:

- ✓ Primeira situação: $R_1=1$, $R_2=2$
- ✓ Segunda situação: $R_1=2$, $R_2=4$
- ✓ Terceira situação: $R_1=4$, $R_2=6$

As tabelas com os valores calculados para as correntes de mistura, com os caudais, composições e temperaturas encontram-se no Anexo IV (Tabelas IV.1 – IV.6). As propriedades físico-químicas estão no Anexo II (Tabela II.4).

3.2.1.1. Feixe tubular com tubos de diâmetro nominal de 1"

Neste caso foi feito o dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos com 6 metros de comprimento e 1" de diâmetro nominal como apresentado na Tabela 8.

Tabela 8 – Características dos tubos de 1".⁽²²⁾

1 - Dimensões dos tubos				
	L (m)	d_o (m)	ϵ (m)	d_i (m)
1º Efeito	6	0,0334	0,0028	0,0279
2º Efeito	6	0,0334	0,0028	0,0279

Dimensionamento do evaporador de duplo efeito sem recirculação

Para a situação em que o evaporador não tem recirculação, os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 - Dimensionamento do evaporador de efeito duplo sem recirculação (tubos de 1").

	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5695,68	2370,94	805,49	65,92	105
2º Efeito	6084,87	2954,66	885,16	95,98	153

O cálculo detalhado de cada permutador encontra-se no Anexo V (Tabela V.1).

Pelos resultados obtidos conclui-se que a resistência limitante à transferência de calor é a resistência de filme interno, sendo esta que determina a área necessária para cada permutador.

Verifica-se ainda que a área do segundo efeito é superior à área do primeiro. Apesar do caudal de vapor ser semelhante nos dois efeitos, assim como os respectivos coeficientes globais de transferência de calor, a média da diferença de temperaturas é bastante inferior no segundo efeito obrigando assim a uma maior área.

Dimensionamento do evaporador de duplo efeito com recirculação

Para tubos de 1" de diâmetro nominal, foram estudadas, inicialmente três situações de recirculação. Na primeira situação considerou-se uma taxa de recirculação de 1 no primeiro estágio e 2 no segundo. Para a segunda situação de recirculação considerou-se duas vezes o caudal de líquido no primeiro efeito e 4 vezes no segundo. Por último, para a terceira situação considerou-se uma taxa de recirculação de 4 no primeiro efeito e 6 no segundo.

Os resultados obtidos são apresentados na Tabela 10.

Tabela 10 - Dimensionamento do evaporador de efeito duplo com recirculação (tubos de 1").

Primeira situação de recirculação - $R_1=1$, $R_2=2$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5707,55	2597,73	835,45	63,56	101
2º Efeito	6186,75	2416,31	821,40	103,44	165
Segunda situação de recirculação - $R_1=2$, $R_2=4$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5737,41	3215,69	903,04	58,80	94
2º Efeito	6168,25	2500,90	832,54	102,05	163
Terceira situação de recirculação - $R_1=4$, $R_2=6$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5788,82	4603,80	1006,63	52,75	84
2º Efeito	6074,98	3018,03	891,67	95,28	152

O cálculo detalhado de cada permutador encontra-se no Anexo V (Tabela V.3 – V.5).

Analisando os resultados da Tabela 10, verifica-se que a área do primeiro efeito diminui à medida que aumenta a taxa de recirculação. Isto deve-se ao aumento do coeficiente de filme interno pelo aumento do número de *Reynolds* criado pela introdução de recirculação.

Por outro lado a introdução da recirculação no segundo efeito origina inicialmente um aumento da área de transferência de calor, e apenas para taxas de recirculação superiores a 2 esta diminui. Com efeito ao introduzirmos a recirculação no segundo efeito, verifica-se que para taxas de recirculação inferiores a 2 o coeficiente de filme interno diminui em relação à situação

sem recirculação, diminuindo assim o coeficiente global de transferência de calor originando assim uma maior área.

O aumento inicial da área do segundo efeito surge, essencialmente, devido à redução da temperatura da corrente que alimenta o evaporador. Sem recirculação a alimentação do evaporador encontra-se a 80 °C, enquanto que para uma taxa de recirculação de 2 esta temperatura baixa para 71 °C.

Esta diminuição de temperatura tem um impacto nas propriedades físicas da solução aumentando significativamente a sua viscosidade. Nesta situação apesar do aumento do número de *Reynolds* pela introdução da recirculação, a maior viscosidade da solução reduz o coeficiente de filme interno (através da dependência deste com o parâmetro l_v – Equações 42 e 43).

Para taxas de recirculação superiores, o aumento do número de *Reynolds* compensa parcialmente o efeito da maior viscosidade da mistura observando-se assim um aumento do coeficiente de filme interno e diminuição da área de transferência de calor necessária.

3.2.1.2. Feixe tubular com tubos de diâmetro nominal de 1 ½"

Neste caso aumentou-se o diâmetro nominal de tubos para 1 ½", mantendo o mesmo comprimento para os dois efeitos. Na Tabela 11 apresenta-se a dimensão dos tubos utilizada no dimensionamento neste caso.

Tabela 11 – Características dos tubos de 1 ½".

2 - Dimensões dos tubos				
	L (m)	d _o (m)	ε (m)	d _i (m)
1º Efeito	6	0,0424	0,0016	0,0392
2º Efeito	6	0,0424	0,0016	0,0392

Dimensionamento do evaporador de duplo efeito sem recirculação

O procedimento de cálculo dos permutadores é igual ao anterior. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 12.

Tabela 12 - Dimensionamento do evaporador de efeito duplo sem recirculação (tubos de 1 ½").

	h _o (W/m ² .°C)	h _i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N _{tubos}
1º Efeito	5730,24	2373,08	887,54	59,83	75
2º Efeito	5960,57	2958,77	971,44	87,46	109

O cálculo detalhado de cada permutador encontra-se no Anexo V (Tabela V.2).

Comparando estes resultados com os resultados da Tabela 9, verifica-se que com o aumento do diâmetro de tubos, para a situação sem recirculação, a área total do evaporador diminui.

Dimensionamento do evaporador de duplo efeito com recirculação

As taxas de recirculação consideradas neste caso são as mesmas que foram utilizadas no caso da primeira dimensão de tubos considerada.

Neste caso os resultados obtidos encontram-se na Tabela 13.

Tabela 13 - Dimensionamento do evaporador de efeito duplo com recirculação (tubos de 1 ½").

Primeira situação de recirculação - $R_1=1$, $R_2=2$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5657,41	2596,92	917,71	57,86	73
2º Efeito	6059,88	2414,85	901,72	94,22	118
Segunda situação de recirculação - $R_1=2$, $R_2=4$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5781,95	3206,30	993,35	53,46	67
2º Efeito	6043,67	2491,31	912,67	93,09	117
Terceira situação de recirculação - $R_1=4$, $R_2=6$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5842,41	4586,54	1106,94	47,97	61
2º Efeito	5954,54	2998,61	975,88	87,06	109

O cálculo detalhado de cada permutador encontra-se no Anexo V (Tabelas V.6 – V.8).

Comparando estes valores com os valores da tabela 10, verifica-se que aumentando o diâmetro dos tubos se obtém uma área inferior.

Analisando a Tabela 13 verifica-se que o aumento da taxa de recirculação diminui a área da superfície de contacto para o primeiro efeito. Esta diminuição é conseguida pelo aumento do coeficiente de filme interno, a resistência limitante.

No entanto, para o segundo efeito verifica-se a mesma situação já observada para evaporadores com tubos de 1" de diâmetro, ou seja, ao introduzir a recirculação a área inicial aumenta e apenas com taxas de recirculação superiores a dois se observa uma diminuição desta. Novamente se conclui que a introdução da recirculação afecta significativamente a viscosidade da solução de soda diminuindo o coeficiente de filme interno. Apenas para taxas de recirculação

superiores a dois se verifica um maior peso do aumento do número de *Reynolds* daí o aumento do coeficiente de filme interno.

3.2.2. Dimensionamento do evaporador de efeito triplo

Para o evaporador de efeito triplo, as situações de recirculação estudadas foram:

- ✓ Primeira situação: $R_1=1$, $R_2=2$, $R_3=2$
- ✓ Segunda situação: $R_1=2$, $R_2=4$, $R_3=4$
- ✓ Terceira situação: $R_1=4$, $R_2=6$, $R_3=8$

As tabelas com os valores calculados para as correntes de mistura, com os caudais, composições e temperaturas encontram-se no Anexo IV (Tabelas IV.7 – IV.15). As propriedades físico-químicas estão no Anexo II (Tabela II.5).

A metodologia de cálculo utilizada neste caso foi a mesma que para o evaporador de efeito duplo, sendo que neste caso se tem mais um permutador.

3.2.2.1. Feixe tubular com tubos de diâmetro nominal de 1"

As dimensões de tubos usadas foram as mesmas que para o mesmo ponto no caso dos evaporadores de efeito duplo, ou seja, foram usados tubos com 6 m de comprimento e 1" de diâmetro nominal.

Dimensionamento do evaporador de triplo efeito sem recirculação

Considerando que não existe recirculação, foi feito o dimensionamento para os três efeitos, tendo obtidos os resultados apresentados na Tabela 14.

Tabela 14 - Dimensionamento do evaporador de efeito triplo sem recirculação (tubos de 1").

	h_0 (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5585,46	2984,55	876,44	55,15	88
2º Efeito	7105,00	2479,76	844,70	91,55	146
3º Efeito	6831,79	3081,50	913,58	126,98	202

O cálculo detalhado de cada permutador encontra-se no Anexo V (Tabela V.9).

Analisando os resultados da Tabela 14, verifica-se que a área aumenta substancialmente do primeiro para o terceiro evaporador. Isto deve-se ao maior caudal de água a evaporar neste efeito, já que as médias das temperaturas assim como os coeficientes globais de transferência de calor são semelhantes.

Dimensionamento do evaporador de triplo efeito com recirculação

Foi estudado, também para o efeito triplo, a influência da introdução de recirculação no evaporador para três situações diferentes. Na primeira situação foi introduzida recirculação com uma taxa de 1 no primeiro efeito, 2 no segundo e 2 no terceiro. Na segunda situação aumentou-se a taxa de recirculação do primeiro efeito para 2, do segundo para 4 e do terceiro para 4. Por último na terceira situação a taxa de recirculação no primeiro efeito foi 4, no segundo 6 e no terceiro 8.

Os resultados obtidos podem ser visualizados na Tabela 15, apresentada a seguir.

Tabela 15 - Dimensionamento do evaporador de efeito triplo com recirculação (tubos de 1’’).

Primeira situação de recirculação - $R_1=1$, $R_2=2$, $R_3=2$					
	h_0 (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5601,68	3662,08	937,96	51,53	82
2º Efeito	6785,61	2680,76	866,38	89,26	142
3º Efeito	6696,73	2434,02	832,62	139,32	222
Segunda situação de recirculação - $R_1=2$, $R_2=4$, $R_3=4$					
	h_0 (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5620,58	4726,04	1008,22	47,94	77
2º Efeito	6654,98	3449,08	945,63	81,78	130
3º Efeito	6704,26	2403,88	828,47	140,02	223
Terceira situação de recirculação - $R_1=4$, $R_2=6$, $R_3=8$					
	h_0 (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5646,96	6635,57	1089,30	44,37	71
2º Efeito	6562,61	4267,62	1007,10	76,79	122
3º Efeito	6579,94	3000,70	900,36	128,84	205

O cálculo detalhado de cada permutador encontra-se no Anexo V (Tabelas V.11 – V-13).

Analisando os dados da tabela acima podemos concluir que para o primeiro e segundo efeito, à medida que se aumenta a taxa de reciclo, a área diminui. Isto deve-se ao aumento do coeficiente de filme interno, a resistência controlante, pelo aumento do número de Reynolds no interior dos tubos.

No entanto para o terceiro efeito e como se verifica para o segundo efeito do duplo efeito, ao introduzirmos a recirculação, a área inicialmente aumenta. Apenas para uma taxa de recirculação superior a 4 se verifica uma diminuição da área do evaporador. Com efeito a diminuição da temperatura da corrente de alimentação do terceiro efeito pela introdução da

recirculação provoca um aumento da viscosidade da solução que apenas é compensado pelo efeito do aumento do número de Reynolds para taxas de recirculação superiores a 4.

3.2.2.2. Feixe tubular com tubos de diâmetro nominal de 1 ½"

Neste ponto a dimensão de tubos é de 1 ½" e foram utilizados tubos com 6 m de comprimento.

Dimensionamento do evaporador de triplo efeito sem recirculação

Novamente, foi feito o cálculo para os três efeitos não introduzindo a recirculação para a nova dimensão de tubos considerada, obtendo-se os resultados apresentados na Tabela 16.

Tabela 16 - Dimensionamento do evaporador de efeito triplo sem recirculação (tubos de 1 ½").

	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5699,22	2986,11	967,04	49,98	63
2º Efeito	6352,45	2487,10	918,80	84,17	106
3º Efeito	6105,69	3091,78	990,67	117,10	147

O cálculo detalhado de cada permutador encontra-se no Anexo V (Tabela V.10).

Comparando estes valores com os valores da tabela 14 verifica-se que com o aumento do diâmetro dos tubos a área dos três efeitos diminui.

Dimensionamento do evaporador de efeito triplo com recirculação

As taxas de recirculação consideradas neste ponto são as mesmas do ponto 3.2.2.1 variando apenas o diâmetro de tubos para 1 ½".

Os resultados obtidos são os apresentados na Tabela 17.

Tabela 17 - Dimensionamento do evaporador de efeito triplo com recirculação (tubos de 1 ½").

Primeira situação de recirculação - $R_1=1$, $R_2=2$, $R_3=2$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5586,68	3650,09	1029,10	46,97	59
2º Efeito	6909,54	2679,67	957,46	80,77	102
3º Efeito	6820,65	2434,46	920,21	126,06	158
Segunda situação de recirculação - $R_1=2$, $R_2=4$, $R_3=4$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5597,97	4702,21	1104,90	43,75	55
2º Efeito	6777,76	3442,82	1044,09	74,07	93
3º Efeito	6828,83	2402,26	915,34	126,73	159
Terceira situação de recirculação - $R_1=4$, $R_2=6$, $R_3=8$					
	h_o (W/m ² .°C)	h_i (W/m ² .°C)	U (W/m ² .°C)	A (m ²)	N_{tubos}
1º Efeito	5616,74	6603,49	1192,98	40,52	51
2º Efeito	6684,15	4258,86	1111,55	69,57	88
3º Efeito	6703,31	2994,42	993,84	116,72	147

O cálculo detalhado de cada permutador encontra-se no Anexo V (Tabelas V.14 – V.16).

Pelos resultados apresentados na Tabela 17 verifica-se que a terceira situação de recirculação é a que origina menor área para qualquer um dos efeitos.

No entanto, verifica-se também que a área do primeiro e segundo efeito diminui com o aumento da taxa de reciclo. Para o terceiro efeito verifica-se, à semelhança do que se concluiu para permutadores com tubos de 1", a influência da viscosidade no coeficiente global de transferência de calor é importante até taxas de recirculação de 4. Apenas para taxas de recirculação superiores verifica-se uma diminuição na área do terceiro efeito com o aumento da recirculação.

3.3. Conclusões gerais

Tendo sido analisado todos os cenários estudados, verificou-se que tanto para o efeito duplo como para o efeito triplo, o diâmetro de tubos influencia a área do evaporador, sendo que, para tubos de 1 ½" a área total do evaporador é menor. Este facto pode ser observado nas Figuras 20 e 21, para o evaporador de efeito duplo e triplo respectivamente.

Conclui-se assim que é mais favorável a utilização de tubos com este diâmetro nominal.

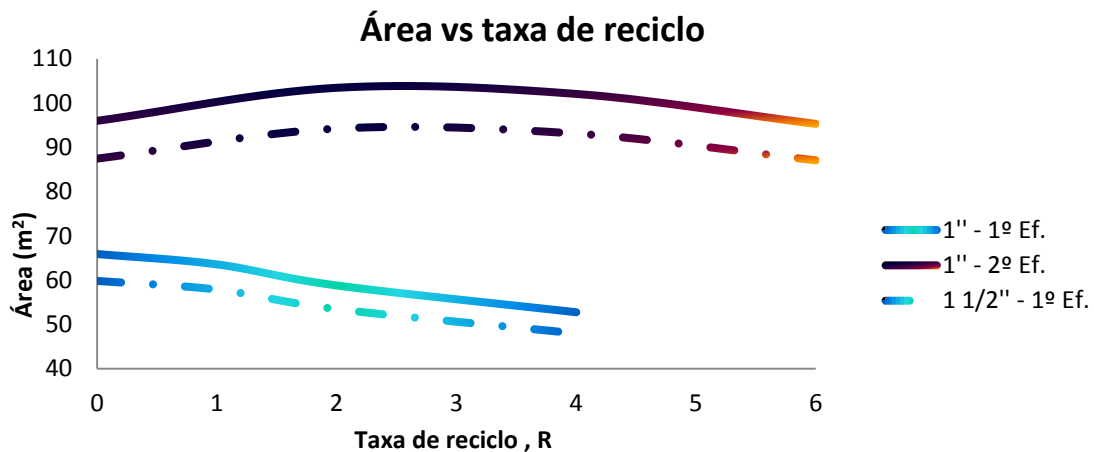


Figura 20 – Variação da área do evaporador em função da taxa de recirculação para o evaporador de efeito duplo.

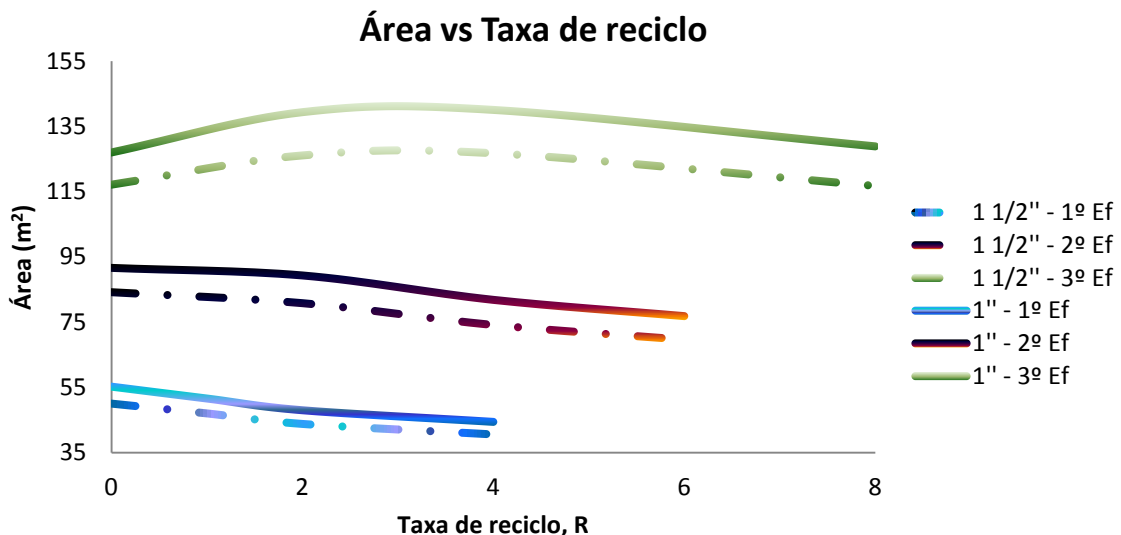


Figura 21 - Variação da área do evaporador em função da taxa de recirculação para o evaporador de efeito triplo.

A determinação da taxa de recirculação mais adequada é contudo mais complexa dado que se verifica uma tendência decrescente e continua da área com o aumento da taxa de recirculação.

Optando então por tubos com 1 ½" de diâmetro nominal, foi feito um ajuste das respectivas curvas a uma potência. As equações resultantes deste ajuste encontram-se no Anexo VI (Figuras VI.1 – VI.5). A derivada destas curvas, apresentada nas Figuras 22 e 23 para o evaporador de efeito duplo e triplo, respectivamente, permite determinar a taxa de recirculação mais adequada para cada permutador. Esta será a taxa para a qual o aumento da taxa de recirculação, não origina ganhos significativos na diminuição da área.

No ajuste das curvas $A=f(R)$ a uma potência para o caso do segundo efeito foram eliminados os pontos correspondentes à situação sem recirculação e no caso do último efeito das duas configurações apenas se consideram os pontos a partir dos quais a área diminui com o aumento da taxa de recirculação. Nesta situação e para se poder obter um número mínimo de pontos para o ajuste foi necessário fazer o cálculo do evaporador para taxas de recirculação superiores - $R_2=10$ no efeito duplo e $R_3=12$ e $R_3=16$ para o efeito triplo. Estes resultados estão apresentados no Anexo V (Tabelas V.17 – V.21).

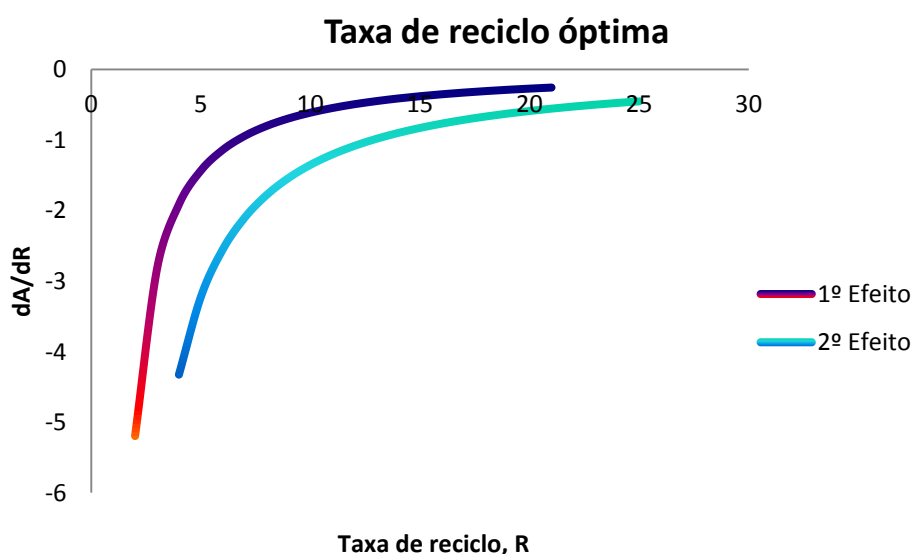


Figura 22 – Derivada de $A=f(R)$ para o efeito duplo.

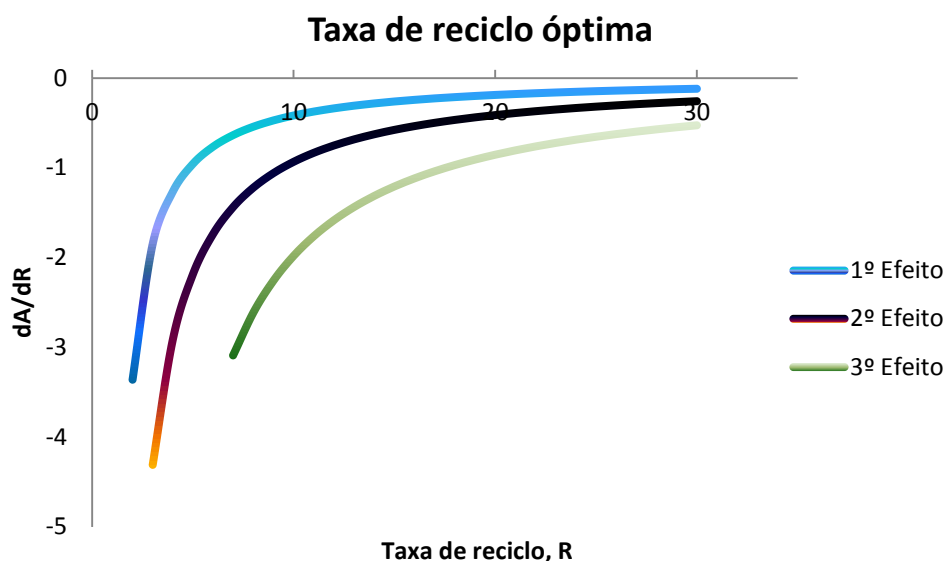


Figura 23 – Derivada de $A=f(R)$ para o efeito triplo.

Analisando as Figuras 22 e 23 pode-se concluir que à medida que se aumenta a taxa de recirculação a derivada da área em ordem à taxa de recirculação tende para um patamar. Esse patamar significa que a partir desse ponto os ganhos na área não são significativos. Considera-se que se deixa de ter um ganho significativo na diminuição da área quando a variação no valor da derivada é inferior a 1% do valor da área obtida para uma taxa de recirculação de 1 (excepto para o segundo efeito do evaporador do efeito duplo – $R=3$ – e terceiro efeito do evaporador de efeito triplo – $R=6$).

De acordo com este critério conclui-se que o cenário ideal para o evaporador de efeito duplo é introduzir uma recirculação de 8 vezes o caudal de líquido no primeiro estágio e de 14 vezes o caudal de líquido no segundo estágio. Na Tabela 18 é apresentado o resultado do dimensionamento do evaporador de efeito duplo.

Tabela 18 – Dimensionamento dos evaporadores de efeito duplo para a situação ideal.

	R	d_0 (")	A (m ²)	N _{tubos}
1º Efeito	8	1 ½	44,2	55
2º Efeito	14	1 ½	76,4	96

Para o efeito triplo, tal como para o efeito duplo e segundo os mesmos critérios de selecção, verifica-se que o ponto óptimo para cada efeito corresponde a uma taxa de reciclo igual a 8 para o primeiro estágio, para o segundo a taxa de recirculação escolhida é 10 e no terceiro efeito será 20.

Na Tabela 19 está apresentado o cenário óptimo para o dimensionamento dos evaporadores de efeito triplo.

Tabela 19 - Dimensionamento dos evaporadores de efeito triplo para a situação ideal.

	R	d_o (")	A (m ²)	N _{tubos}
1º Efeito	8	1 ½	38,7	48
2º Efeito	10	1 ½	65,2	82
3º Efeito	20	1 ½	102,0	128

Comparando estes resultados com os resultados da Tabela 6 e 7, verifica-se que para qualquer um dos evaporadores as áreas são superiores às áreas determinadas na resolução dos balanços de massa e energia. Isto porque os coeficientes globais de transferência de calor determinados no dimensionamento dos evaporadores são muito inferiores aos coeficientes assumidos nos balanços de massa e energia.

Na realidade o que se mantém constante em ambas as situações é o produto do coeficiente global de transferência de calor pela área – $U \times A$.

Conhecidas as áreas e o caudal de recirculação de cada um dos evaporadores é possível determinar o seu custo de investimento. Os custos de operação são os custos associados ao consumo da utilidade quente, já determinado pela resolução dos balanços de massa e energia (capítulo 2).

A análise conjunta dos custos de investimento e custos de operação permitirão seleccionar a configuração mais viável para este projecto e encontra-se no capítulo seguinte (capítulo 4).

4. Selecção do processo economicamente mais viável

O estudo da viabilidade económica de um projecto é feito para verificar se o projecto em questão é economicamente viável ou não.

Neste caso específico, a análise económica dos dois casos em estudo, evaporação da soda cáustica em evaporadores de efeito duplo ou triplo, é feita a fim de concluir qual dos dois casos é mais rentável.

Para tal é necessário ter em conta todos os custos de investimento e de produção do projecto.

Para determinar o custo de investimento é necessário determinar o custo fixo de capital (CFC) sendo este definido como o custo total da instalação nas condições em que esta se encontra pronta a entrar em funcionamento.⁽²³⁾

Por sua vez para determinar os custos fixos de capital é necessário determinar os custos directos e indirectos. Os custos directos (CD) correspondem aos custos de equipamento (CE), custos de instalação, controlo, tubagens e isolamentos, sistemas eléctricos, construção civil, serviços e terrenos. Os custos indirectos (CI) dividem-se em custos de engenharia e supervisão, despesas de construção, despesas legais e contingências.⁽²³⁾

Na Tabela 20 estão apresentados os factores dos custos directos e indirectos necessários ao cálculo do custo fixo de capital.

Tabela 20 – Factores necessários ao cálculo dos custos directos e indirectos.⁽²³⁾

Custos directos	
	Factores
Instalação	20% CE
Controlo	10% CE
Tubagens e isolamento	20% CE
Sistemas eléctricos	10% CE
Construção civil	10% CE
Serviços	30% CE
Terrenos	4% CE
Custos indirectos	
Engenharia e Supervisão	5% CE
Despesas de construção (f_1)	3% CFC
Despesas Legais (f_2)	1% CFC
Contingências (f_3)	5% CFC

O custo fixo de capital é dado pela soma dos custos directos e indirectos. No entanto os custos indirectos, à excepção dos custos de engenharia e supervisão, são determinados em função do custo fixo de capital. Sendo conhecidas as percentagens dos custos indirectos, determina-se os custos fixos de capital pela Equação 45.

$$CFC = \frac{CD + CE + C_{eng.supervisão}}{1 - f_1 - f_2 - f_3} \quad \text{Eq. 45}$$

onde os f_1 , f_2 e f_3 se encontram na Tabela 20.

Depois de determinado o custo total de investimento, determina-se os custos de fabrico que são os custos de produção mais as despesas gerais. Neste projecto as despesas gerais são consideradas nulas.

Os custos de produção, dividem-se em custos directos, indirectos e fixos.

Os custos directos são os custos de matérias-primas, manutenção e das utilidades. As utilidades são os custos associados ao vapor de aquecimento gasto. Os custos indirectos são os custos associados ao laboratório. Quanto aos custos fixos estes são os custos das amortizações, mão-de-obra e rendas/taxas municipais.

A Tabela 21 apresenta os factores que permitem determinar os custos de produção.

Tabela 21 – Factores para o cálculo dos custos directos indirectos e fixos. ⁽²³⁾

Custos de Produção (CP)		
Custos directos	Matérias-primas	320€/ton
	Manutenção	5% CFC
	Utilidades	27€/ton
Custos indirectos	Laboratórios	20% CMO
Custos fixos	Amortizações edifícios	5% ($C_{terr} + C_{civil}$)
	Amortizações equipamentos	20% CE
	Mão-de-obra (CMO)	10% CP
	Rendas e taxas municipais	1% CFC

As vendas de soda cáustica por ano são um parâmetro importante para a análise de viabilidade económica do projecto. Neste caso produzem-se 102.500 toneladas de soda cáustica por ano, considerando que a unidade industrial se encontra a laborar 8.200 horas por ano. Sendo todo o produto vendido, não existindo stock, obtém-se um valor de vendas de soda cáustica de 71.545.000 euros por ano.

Depois de obtidas as estimativas dos custos de investimento e de fabrico, procede-se ao estudo da viabilidade económica do projecto determinando o valor actual líquido (VAL) e o período de recuperação de capital (PRC).

O valor actual líquido (VAL) é o somatório dos cash flows actualizados com base numa taxa de desconto, sendo que o projecto é rentável quando o VAL é positivo.

Quanto ao período de recuperação de capital (PRC), este é o tempo necessário para que a soma dos cash flows igualem o capital investido. Quanto menor for esse tempo maior é a rentabilidade do projecto.

4.1. Custos de Equipamentos

O custo de equipamento foi determinado através de equações adequadas ao tipo de equipamento que é necessário no projecto em estudo. Estas permitem determinar, o custo de evaporadores *falling film* e das bombas centrífugas necessárias ao projecto em causa (bombas de transferência de soda entre estágios).

Considerou-se que no efeito duplo para o primeiro efeito os materiais são de níquel para resistirem à soda devido às temperaturas mais elevadas deste efeito e no segundo efeito utiliza-se o aço inoxidável. No caso do efeito triplo, os dois primeiros estágios são construídos numa liga de níquel, pelo mesmo motivo, e para o terceiro, o material de construção será o aço inoxidável.

Na Tabela 22 encontram-se as constantes necessárias ao cálculo dos custos de equipamento para as bombas e evaporadores.

Tabela 22 – Constantes para o cálculo dos custos das bombas centrífugas e evaporadores *falling film*.⁽²⁴⁾

Bombas centrífugas (0.01kW<Pot<250kW)		Evaporadores falling film (30 m ² < A < 300 m ²)	
K₁	3,5793	K₁	4,5429
K₂	0,3208	K₂	0,5544
K₃	0,0285	K₃	0
C₁	0,1682	F_p (P<10 barg)	1,00
C₂	0,3477	F_{BM} (Ni alloy)	6,90
C₃	0,4841	F_{BM} (SS)	5,60
B₁	1,80		
B₂	1,51		
F_{BM} (Ni alloy)	5,00		
F_{BM} (SS)	2,40		

Pelas equações apresentadas a seguir foi possível determinar o custo dos evaporadores para cada efeito bem como o das bombas centrífugas.

Para os evaporadores o custo é dado pela Equação 46:⁽²⁴⁾

$$C_{BM} = C_P \times F_{BM} \times F_P \quad \text{Eq. 46}$$

$$C_P = 10^{K_1 + K_2 \times \log(A) + K_3 \times (\log(A))^2} \quad \text{Eq. 47}$$

Para o caso das bombas o custo foi determinado pela Equação 48.⁽²⁴⁾

$$C_{BM} = C_P \times (B_1 + B_2 \times F_{BM} \times F_P) \quad \text{Eq. 48}$$

$$C_P = 10^{K_1 + K_2 \times \log(P) + K_3 \times (\log(P))^2} \quad \text{Eq. 49}$$

$$F_P = C_1 + C_2 \times \log(P) + C_3 \times (\log(P))^2 \quad \text{Eq. 50}$$

Assim, foram determinados todos os parâmetros necessários ao estudo da viabilidade económica dos dois casos, efeito duplo e triplo, com o objectivo de concluir qual dos dois casos em estudo é mais rentável.

Para o estudo da viabilidade económica dos dois projectos teve-se em conta alguns pressupostos:

- ✓ O estudo é feito por um período de 5 anos, sendo o tempo previsto para o funcionamento da instalação de 15 anos.
- ✓ A instalação no primeiro ano opera a 80% e só no segundo ano opera a 100%.
- ✓ O volume de vendas é mantido constante ao longo dos 5 anos, não existindo formação de stock.
- ✓ O imposto sobre os lucros é de 25%. Este imposto é pago no ano seguinte em que o lucro é obtido.
- ✓ A taxa de desconto é de 10%.
- ✓ O preço de venda da soda cáustica é 685 €/ton com uma produção de 102.500 ton/ano.

As tabelas associadas aos custos dos dois projectos encontram-se no Anexo VII (Tabelas VII.1 – VII.8).

No caso do evaporador de efeito duplo, os custos fixos de capital são de 9.962.159 €, baseados num custo de equipamentos de 4.337.591 €. Quanto aos custos de produção, estes têm um valor de 58.766.024 €.

Para o evaporador de efeito triplo, os custos fixos de capital são de 16.427.159 €, com base num custo de equipamento de 7.152.495 €. Relativamente aos custos de produção do efeito triplo estes têm um valor de 59.312.486 €.

As vendas do produto obtido geram 71.545.000 €.

Assim construindo as tabelas dos Cash Flows para os dois casos, representadas nas Tabelas 23 e 24, foi possível concluir que o projecto relativo ao efeito triplo é o mais viável economicamente pois para além de os custos associados ao vapor gasto ser menor neste, verifica-se também que ao fim dos 5 anos o VAL do efeito triplo é maior que no efeito duplo. Quanto ao período de recuperação de capital, verifica-se que ao fim de 1 ano os cash flows gerados igualam o capital investido não havendo uma diferença significativa quanto a este parâmetro para o efeito duplo e triplo. Na Tabela 25 estão apresentados os resultados relativos ao período de recuperação de capital.

Tabela 23 – Cash Flows do evaporador de efeito duplo para um período de 5 anos.

Efeito duplo						
Ano	0	1	2	3	4	5
CFC (€/ano)	-9.962.159					
C_{directos} + C_{indirectos} (€/ano)		41.497.772	51.872.214	51.872.214	51.872.214	51.872.214
C_{Fixos} (€/ano)		6.893.810	6.893.810	6.893.810	6.893.810	6.893.810
Custos totais (€/ano)		48.391.581	58.766.024	58.766.024	58.766.024	58.766.024
Vendas (€/ano)		57.236.000	71.545.000	71.545.000	71.545.000	71.545.000
Lucro bruto (€/ano)		8.844.419	12.778.976	12.778.976	12.778.976	12.778.976
Amortizações (€/ano)		-917.586	-917.586	-917.586	-917.586	-917.586
Total sujeito a impostos (€/ano)		7.926.833	11.861.390	11.861.390	11.861.390	11.861.390
Imposto (25%) (€/ano)		0	1.981.708	2.965.348	2.965.348	2.965.348
Lucro líquido (€/ano)		8.844.419	10.797.268	9.813.628	9.813.628	9.813.628
Movimento de caixa (€/ano)	-9.962.159	8.844.419	10.797.268	9.813.628	9.813.628	9.813.628
Factor de desconto (10%)	1,00	0,91	0,83	0,75	0,68	0,62
Valor descontado (€/ano)	-9.962.159	8.040.461	8.922.862	7.372.979	6.702.708	6.093.282
Cash flow – VAL (€/ano)	-9.962.159	-1.921.698	7.001.164	14.374.143	21.076.851	27.170.133

Tabela 24 – Cash flows do evaporador de efeito triplo para um período de 5 anos.

Efeito triplo						
Ano	0	1	2	3	4	5
CFC (€/ano)	-16.427.159					
C_{directos} + C_{indirectos} (€/ano)		41.389.120	41.389.120	41.389.120	41.389.120	41.389.120
C_{Fixos} (€/ano)		7.576.087	7.576.087	7.576.087	7.576.087	7.576.087
Custos totais (€/ano)		48.965.206	48.965.206	48.965.206	48.965.206	48.965.206
Vendas (€/ano)		57.236.000	71.545.000	7.1545.000	71.545.000	71.545.000
Lucro bruto (€/ano)		8.270.794	22.579.794	22.579.794	22.579.794	22.579.794
Amortizações (€/ano)		-1.480.566	-1.480.566	-1.480.566	-1.480.566	-1.480.566
Total sujeito a impostos (€/ano)		6.790.227	21.099.227	21.099.227	21.099.227	21.099.227
Imposto (25%) (€/ano)		0	1.697.557	5.274.807	5.274.807	5.274.807
Lucro líquido (€/ano)		8.270.794	20.882.237	17.304.987	17.304.987	17.304.987
Movimento de caixa (€/ano)	-16.427.159	8.270.794	20.882.237	17.304.987	17.304.987	17.304.987
Factor de desconto (10%)	1,00	0,91	0,83	0,75	0,68	0,62
Valor descontado (€/ano)	-16.427.159	7.518.979	17.257.081	13.001.237	11.819.306	10.744.666
Cash flow – VAL (€/ano)	-16.427.159	-8.908.180	8.348.900	21.350.137	33.169.443	43.914.109

Tabela 25 – Período de recuperação de capital com e sem amortização para o evaporador de efeito duplo e triplo.

		Efeito duplo	Efeito triplo
PRC	Sem actualização	1,015	1,013
	Com actualização	1,341	1,361

5. Conclusões

Ao longo deste trabalho desenvolveu-se um estudo do processo de concentração da soda cáustica proveniente da electrólise de NaCl por células de membranas. Esta é concentrada em evaporadores de efeito múltiplo em contra-corrente.

O objectivo principal deste trabalho foi comparar o processo de concentração de soda cáustica em evaporadores de efeito duplo e triplo e seleccionar a configuração que apresenta uma maior viabilidade económica.

Para tal foram feitos os balanços de massa e energia a cada uma das configurações, a fim de obter as condições de operação em cada efeito, bem como uma primeira estimativa das áreas de cada evaporador, tendo sido considerado que as áreas de cada efeito são iguais.

Da resolução dos balanços de massa e energia verifica-se que a introdução de mais um evaporador em série reduz as necessidades de vapor do processo, embora a área total do efeito triplo seja maior.

Numa segunda fase do trabalho foi feito o dimensionamento dos equipamentos para determinar a área efectiva de cada permutador, sendo este feito para dois diâmetros de tubos diferentes (1" e 1 ½"). Para os dois diâmetros nominais de tubos foi estudada a situação sem recirculação e posteriormente para diferentes taxas de recirculação de soda ao permutador.

O tipo de evaporador usado foi o evaporador de filme descendente (*falling film*).

Verificou-se que a área total dos evaporadores é menor para tubos de diâmetro nominal de 1 ½" tendo sido este o diâmetro seleccionado para ambas as configurações.

No que diz respeito à introdução de recirculação verifica-se que no primeiro estágio do efeito duplo e primeiro e segundo estágio do efeito triplo a área diminui com o aumento da taxa de recirculação. Isto deve-se ao facto do coeficiente de filme interno (a resistência controlante) aumentar com o aumento do caudal de solução de soda que circula dentro dos tubos. No entanto verifica-se que para baixas taxas de recirculação no último efeito de cada configuração a área de transferência de calor aumenta pela introdução da recirculação. Isto acontece porque a diminuição de temperatura causada pela introdução da recirculação nestes efeitos influencia as propriedades físicas da solução, especialmente a viscosidade, diminuindo o coeficiente de filme interno de transferência de calor e por isso diminuindo o coeficiente global de transferência de calor. Apenas para taxas de recirculação mais elevadas o efeito do aumento do número de *Reynolds* compensa a influência da viscosidade da solução.

Para cada efeito foi determinada a taxa de recirculação mais adequada, definida pelo ponto a partir do qual o aumento da taxa de recirculação não se traduz numa redução significativa da área do permutador.

No caso do evaporador de efeito duplo a taxa de recirculação seleccionada para o primeiro e segundo estágio foi de 8 e 14, respectivamente, obtendo uma área de 44 m² no primeiro e 76 m² no segundo.

Quanto ao evaporador de efeito triplo a taxa do primeiro, segundo e terceiro efeito seleccionada foi 8, 10 e 20, a que corresponde a área de 39 m², 65 m² e 102 m² respectivamente.

Por fim fez-se a análise de viabilidade económica de cada uma das duas configurações de onde se concluiu que apesar de o período de recuperação de capital para as duas configurações ser sensivelmente igual, a utilização de um evaporador de efeito triplo é mais rentável pois é o que apresenta, ao fim de 5 anos, maior VAL, sendo este para o evaporador de efeito duplo 27.170.113 € e para o evaporador de efeito triplo de 43.914.109 €.

6. Bibliografia

1. Sodium Hydroxide. *UNEP Publications*. [Online] 24 de 09 de 2002. [Citação: 20 de 03 de 2010.] <http://www.inchem.org/documents/sids/sids/NAHYDROX.pdf>.
2. **Schmittinger, Peter**. *Chlorine*. 1ª Edição. NeW-York : Wiley-VCH, 2000. pp. 122 - 128.
3. Solvay Indupa. [Online] [Citação: 24 de Fevereiro de 2010.] www.solvayindupa.com.
4. **European, Comission**. Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC). *References Document on Best Available Techniques in the Chlor-Alkali Manufacturing Industry*. Dezembro de 2001.
5. **Euro Chlor**. Chlorine Industry Review 2008-2009. *Euro Chlor*. [Online] 2008-2009. [Citação: 04 de Maio de 2010.] <http://www.eurochlor.org/upload/documents/document352.pdf>.
6. **Kirk-Othmer**. *Encyclopedia of Chemical Technology*. 4ª Edição. s.l. : John Wiley & Sons, Inc., 1991. Vol. Volume 1.
7. Euro Chlor. *Mercury process for making chorine*. [Online] Agosto de 1998. [Citação: 12 de Março de 2010.] www.eurochlor.org/upload/documents/document109.pdf.
8. Euro Chlor. [Online] [Citação: 02 de Março de 2010.] <http://www.eurochlor.org/animations/diaphragm-cell.asp>.
9. Euro chlor. [Online] [Citação: 02 de Março de 2010.] <http://www.eurochlor.org/animations/membrane-cell.asp>.
10. **Thomas F. O'Brien, Tilak V. Bommaraju, Fumio Hine**. Handbook of Chlor-Alkali Technology, Volume I: Fundamentals. s.l. : Sprriinger, 2005.
11. **Kern, Donald Q**. Procesos de Transferencia de Calor. Trigésima primeira reimpressão. s.l. : McGraw Hill Book Company, Inc., 1999, Vol. Volume 6.
12. **Glover, William B**. Selecting Evaporators for Process Applications. *Chemical Engineering Progress*. [Online] 5 de Dezembro de 2004. [Citação: 5 de Janeiro de 2011.] www.cepmagazine.org.
13. **Perry, Robert H. e Green, Don W**. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. 7ª Edição. United States of America : McGraw-Hill, 1999. pp. 11-107 a 11-118.
14. **APV, An SPX Brand**. Evaporator Handbook. *Evaporator Handbook*. Getzville, NY : Copyright © 2008 SPX Corporation, 2008.
15. Multiple-Effect Evaporator Design. [Online] [Citação: 5 de Dezembro de 2010.] http://www.engr.uky.edu/~aseched/SummerSchool/2007/session_handouts/Spreadsheets/3%20Spreadsheets%20Applications%20Across%20The%20Curriculum/3%20Documents/TripleEffect.pdf.

16. **Alves, Edmundo Gomes de Azevedo e Ana Maria.** *Engenharia de Processos de Separação*. s.l. : IST Press, 2009. pp. 545 - 577.
17. Engineering Page. *TYPICAL FOULING FACTORS*. [Online] [Citação: 10 de 09 de 2011.] http://www.engineeringpage.com/technology/thermal/fouling_factors.html.
18. **R. K. Sinnott, Coulson & Richardson's.** *Chemical Engineering - Chemical Engineering Design*. 3ª Edição. Burlington : Butterworth Heinmann, 1999. pp. 634, 635. Vol. Volume 6. ISBN 0750641428.
19. **Serth, Robert W.** *Process Heat Transfer, Principles and applications*. s.l. : Elsevier Science & Technology Books, 2007. ISBN: 0123735882.
20. **K. R. Chun, R. A. Seban.** Heat Transfer to Evaporating Liquid Films. *Journal of Heat Transfer*. 1971.
21. *Falling Film Evaporation of Single Component Liquids*. **Abdulmalik A. Alhusseini, Kemal tuzla and Jonh. C. Chen.** U.S.A : Elsevier Science Ltd., 1998, Vol. 41.
22. The Engineering Toolbox. *Stainless Steel Pipes - Dimensions and Weights ANSI/ASME 36.19*. [Online] [Citação: 29 de Março de 2011.] http://www.engineeringtoolbox.com/ansi-stainless-steel-pipes-d_247.html.
23. **Alexandre, Martins.** *Material de suporte à disciplina de dissertação/projecto, 5º ano, Mestrado Integrado de Engenharia Química*. 2009/2010.
24. **Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, Joseph A. Shaeiwitz.** *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process*. s.l. : Prentice Hall PTR, 1998. pp. 679 - 707. ISBN: 013570567.
25. International site for Spirax Sarco. *Spirax Sarco*. [Online] [Citação: 15 de 10 de 2010.] <http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-tables/saturated-steam.asp>.
26. Euro Chlor. *Euro Chlor*. [Online] [Citação: 31 de Julho de 2010.] <http://www.eurochlor.org/news/detail/index.asp?id=331>.
27. **Minton, Paul E.** *Handbook of Evaporation Technology*. United States of America : Noyes Publications, 1986. p. 2.
28. **Richardson's, Coulson &.** *Chemical Engineering - Chemical Engineering Design*. 1999.

7. Anexos

Anexo I – Relações para a elevação do ponto de ebulição e entalpias de vapor e condensados

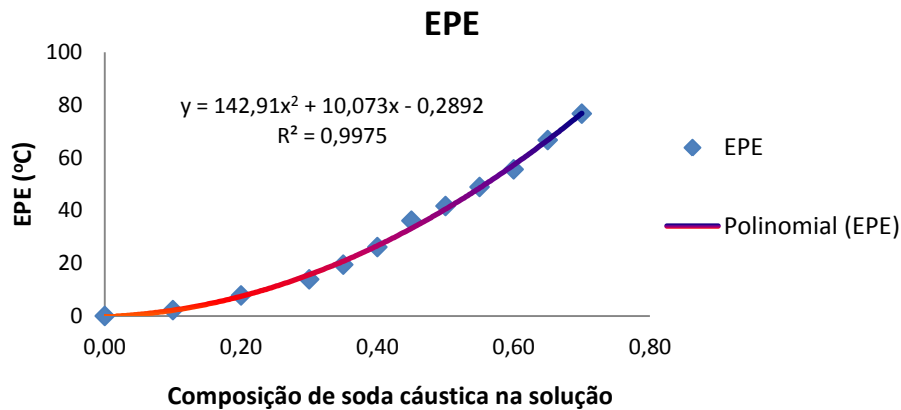


Figura I.1 - Representação gráfica da elevação dos pontos de ebulição para soluções de soda cáustica com diferentes concentrações. ⁽¹⁵⁾

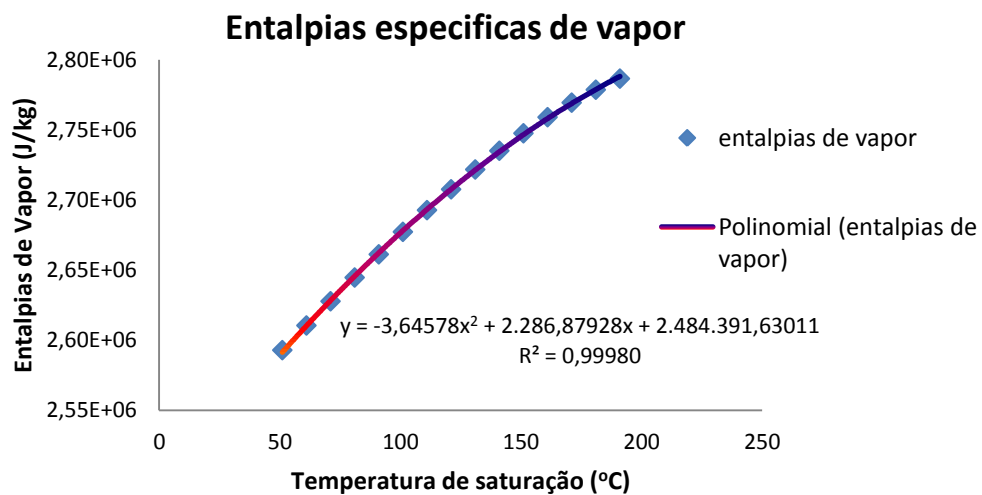


Figura I.2 - Representação gráfica das entalpias específicas do vapor em função da temperatura de saturação. ⁽²⁵⁾

Entalpias do condensado

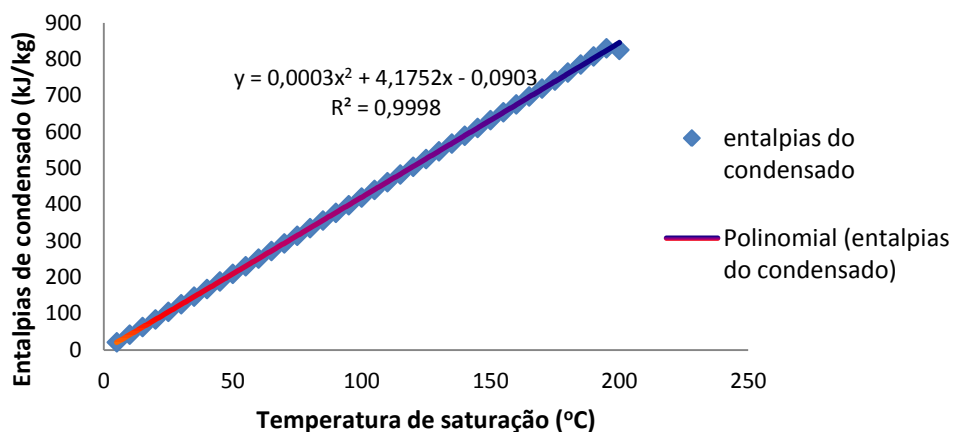


Figura I.3 - Representação gráfica das entalpias de condensado em função da temperatura de saturação. ⁽¹⁶⁾

Na Tabela I.1 estão apresentadas as constantes relativas à Equação 18 que permite determinar as entalpias de soluções de soda cáustica para várias temperaturas e composições.

Tabela I.1 – Constantes da equação da entalpia de soluções de soda cáustica.

Constantes de h	
A_1	115,008
A_2	3,5114
A_3	0,001866
A_4	1171,75
A_5	3,33566
A_6	0,001654
A_7	2704,82
A_8	6,90577

Anexo II – Propriedades do condensado, vapor e da soda cáustica

Tabela II.1 - Propriedades do condensado e do vapor de água.

Propriedades do Condensado			Propriedades do Vapor		
	1º Efeito	2º Efeito		1º Efeito	2º Efeito
Viscosidade (Pa.s)	1,4200E-04	3,1680E-04	Viscosidade (Pa.s)	1,5361E-05	1,1906E-05
Massa volúmica (kg/m³)	876,38	965,76	Massa volúmica (kg/m³)	6,3560	0,4138
Condutividade térmica (W/m.°C)	0,6696	0,6726	Condutividade térmica (W/m.°C)	0,0371	0,0237
Calor específico (J/kg.°C)	4445,6	4204,4	Calor específico (J/kg.°C)	2738,9	2037,2
Pr	0,9427	1,9803	Pr	1,1327	1,0219

Tabela II.2 - Propriedades da soda cáustica para o evaporador de efeito duplo sem recirculação.

Propriedades da Soda Caustica sem reciclo		
	1º Efeito	2º Efeito
Viscosidade (Pa.s)	0,0052	0,0025
Massa volúmica (kg/m³)	1397,7813	1319,6840
Condutividade térmica (W/m.°C)	0,7160	0,7246
Calor específico (J/kg.°C)	3686,7472	3575,1293
Pr	26,9645	12,2722

Tabela II.3 - Propriedades da soda cáustica para o evaporador efeito triplo sem recirculação.

Propriedades da Soda Caustica sem reciclo			
	1º Efeito	2º Efeito	3º Efeito
Viscosidade (Pa.s)	0,0026	0,0050	0,0025
Massa volúmica (kg/m³)	1408,63	1381,73	1319,61
Condutividade térmica (W/m.°C)	0,7416	0,7130	0,7246
Calor específico (J/kg.°C)	3391,25	3501,80	3994,43
Pr	12,0398	24,6417	13,6953

Tabela II.4 - Propriedades da soda cáustica para o evaporador de efeito duplo com recirculação.

Primeira Situação de Reciclo - R ₁ =1, R ₂ =2					
	Viscosidade (Pa.s)	Massa volúmica (kg/m³)	Calor específico (J/kg.°C)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Pr
1º Efeito	0,0034	1363,44	3378,15	0,7375	15,3732

2º Efeito	0,0039	1368,45	3516,71	0,7203	19,1507
Segunda situação de Reciclo - R₁=2, R₂=4					
	Viscosidade (Pa.s)	Massa volúmica (kg/m³)	Calor específico (J/kg.°C)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Pr
1º Efeito	0,0028	1429,36	3341,71	0,7425	12,7397
2º Efeito	0,0043	1379,63	3500,06	0,7185	21,1333
Terceira Situação de Reciclo - R₁=4, R₂=6					
	Viscosidade (Pa.s)	Massa volúmica (kg/m³)	Calor específico (J/kg.°C)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Pr
1º Efeito	0,0024	1436,41	3314,82	0,7453	10,8442
2º Efeito	0,0046	1384,70	3491,86	0,7177	22,3152

Tabela II.5 - Propriedades da soda cáustica para o evaporador de efeito triplo com recirculação.

Primeira Situação – R₁=1, R₂=2, R₃=2					
	Viscosidade (Pa.s)	Massa volúmica (kg/m³)	Calor específico (J/kg.°C)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Pr
1º Efeito	0,0019	1418,3	3351,1	0,7471	8,3345
2º Efeito	0,0033	1399,4	3434,8	0,7342	15,468
3º Efeito	0,0038	1358,8	3533,3	0,7165	18,591
Segunda Situação – R₁=2, R₂=4, R₃=4					
	Viscosidade (Pa.s)	Massa volúmica (kg/m³)	Calor específico (J/kg.°C)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Pr
1º Efeito	0,0016	1421,8	3348,3	0,7475	7,3792
2º Efeito	0,0030	1403,0	3417,2	0,7378	13,933
3º Efeito	0,0042	1367,6	3521,5	0,7147	20,590
Terceira Situação – R₁=4, R₂=6, R₃=8					
	Viscosidade (Pa.s)	Massa volúmica (kg/m³)	Calor específico (J/kg.°C)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Pr
1º Efeito	0,0014	1424,7	3352,4	0,7468	6,2253
2º Efeito	0,0029	1404,6	3409,9	0,7391	13,385
3º Efeito	0,0045	1373,7	3513,1	0,7138	22,247

Anexo III – Resultados dos balanços de massa e energia

Tabela III.1 - Resultados dos balanços de massa e energia para o evaporador de efeito duplo.

Caudais, composição e temperaturas			
1º Efeito		2º Efeito	
V₁ (kg/h)	3169	V₂ (kg/h)	3271
L₁ (kg/h)	12500	L₂ (kg/h)	15669
x₁	0,50	x₂	0,40

EPE (°C)	40,47	EPE (°C)	26,47
ΔT_1(°C)	59,93	ΔT_2(°C)	23,86
T_1(°C)	129,80	T_2(°C)	65,47
T_{s1}(°C)	89,33	T_{s2}(°C)	39,00
Entalpias (kJ/kg)			
1º Efeito		2º Efeito	
H_s	2787,04	H_{s1}	2659,58
		H₁	2678,27
h₂	317,86	h_F	323,25
H_{s1}	2659,58	H_{s2}	2568,03
H₁	2678,27	H₂	2580,26
h_{c1}	802,87	h_{c2}	375,26
h₁	636,01	h₂	317,86
Vapor necessário (kg/h)			
S			5774
Calor Transferido (kJ/h) e Área (m²)			
1º Efeito		2º Efeito	
q₁	11456326	q₂	7297604
A₁	42,48	A₂	42,48

Tabela III.2 - Resultados dos balanços de massa e energia para o evaporador de efeito triplo.

Caudais, composições e temperaturas					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
V₁ (kg/h)	1734	V₂ (kg/h)	2172	V₃ (kg/h)	2533
L₁ (kg/h)	12500	L₂ (kg/h)	14234	L₃ (kg/h)	16406
x₁	0,50	x₂	0,44	x₃	0,38
EPE (°C)	40,47	EPE (°C)	31,69	EPE (°C)	24,29
ΔT_1	33,74	ΔT_2	10,89	ΔT_3	9,65

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

T ₁	155,99	T ₂	104,63	T ₃	63,29
T _{s1}	115,52	T _{s2}	72,94	T _{s3}	39,00
Entalpias (kJ/kg)					
H _s	2302,65	H _{s1}	2215,52	H _{s2}	2147,41
		H ₁	2234,22	H ₂	2162,05
h ₂	490,84	h ₃	295,44	h _F	323,25
H _{s1}	2215,52	H _{s2}	2147,41	H _{s3}	2083,64
H ₁	2234,22	H ₂	2162,05	H ₃	2094,86
h _{c1}	802,87	h _{c2}	486,21	h _{c3}	306,05
h ₁	718,66	h ₂	490,84	h ₃	295,44
Vapor necessário (kJ/h)					
S				3651	
Calor Transferido (kJ/h) e Área (m2)					
q ₁	5870797	q ₂	3031160	q ₃	4031535
A ₁	38,67	A ₂	38,67	A ₃	38,67

Anexo IV – Condições de operação nas correntes de mistura para o efeito duplo e triplo com recirculação.

Para o efeito duplo, na primeira situação considerou-se taxas de recirculação de $R_1=1$ e $R_2=2$ sendo os valores das condições de operação apresentados nas Tabelas IV.1 e IV.2.

Tabela IV.1 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=1$).

1º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,616	1,736	1,736
Corrente de mistura			

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

Temperatura da mistura (°C)	93,18
Caudal soda (kg/s)	3,472
Caudal água (kg/s)	4,352
Caudal total (kg/s)	7,825
Fracção mássica de soda	0,44
Fracção mássica de água	0,56

Tabela IV. 2 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=2$).

2º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	3,525	3,472	5,233
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		71,04	
Caudal soda (kg/s)		5,208	
Caudal água (kg/s)		8,757	
Caudal total (kg/s)		13,96	
Fracção mássica de soda		0,37	
Fracção mássica de água		0,63	

As Tabelas IV.3 e IV.4 apresentam os valores para as condições de operação na segunda situação com as taxas de reciclo de $R_1=2$ e $R_2=4$.

Tabela IV.3 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=2$).

1º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,616	3,472	3,472
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		104,2	
Caudal soda (kg/s)		5,208	
Caudal água (kg/s)		6,088	
Caudal total (kg/s)		11,30	
Fracção mássica de soda		0,46	
Fracção mássica de água		0,54	

Tabela IV.4 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=4$).

2º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	3,525	6,944	10,46
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		68,92	
Caudal soda (kg/s)		8,681	
Caudal água (kg/s)		13,99	
Caudal total (kg/s)		22,67	
Fracção mássica de soda		0,38	
Fracção mássica de água		0,62	

Para a terceira situação, com taxas de reciclo de $R_1=4$ e $R_2=6$, as condições de operação da corrente de mistura estão apresentadas nas Tabelas IV.5 e IV.6.

Tabela IV.5 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=4$).

1º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,616	6,944	6,944
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		113,8	
Caudal soda (kg/s)		8,680	
Caudal água (kg/s)		9,561	
Caudal total (kg/s)		18,24	
Fracção mássica de soda		0,48	
Fracção mássica de água		0,52	

Tabela IV.6 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=6$).

2º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	3,525	10,42	15,70
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		67,96	
Caudal soda (kg/s)		12,15	
Caudal água (kg/s)		19,22	
Caudal total (kg/s)		31,38	
Fracção mássica de soda		0,39	
Fracção mássica de água		0,61	

No caso do efeito triplo, para a primeira situação de recirculação, ou seja, $R_1=1$, $R_2=2$ e $R_3=2$ as condições da corrente de mistura para cada evaporador estão apresentadas nas Tabelas IV.7, IV.8 e IV.9

Tabela IV.7 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=1$).

1º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,218	1,736	1,736
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		128,6	
Caudal soda (kg/s)		3,472	
Caudal água (kg/s)		3,954	
Caudal total (kg/s)		7,426	
Fracção mássica de soda		0,47	
Fracção mássica de água		0,53	

Tabela IV.8 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=2$).

2º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,821	3,472	4,435
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		89,21	
Caudal soda (kg/s)		5,209	
Caudal água (kg/s)		7,256	
Caudal total (kg/s)		12,47	
Fracção mássica de soda		0,42	
Fracção mássica de água		0,58	

Tabela IV.9 - Corrente de alimentação do 3º efeito com recirculação ($R_3=2$).

3º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	3,525	3,473	5,642
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		69,92	
Caudal soda (kg/s)		5,209	
Caudal água (kg/s)		9,167	
Caudal total (kg/s)		14,38	
Fracção mássica de soda		0,36	
Fracção mássica de água		0,64	

Para a segunda situação de recirculação, em que, $R_1=2$, $R_2=4$ e $R_3=4$, as condições de operação estão apresentadas nas Tabelas IV.10, IV.11 e IV.12.

Tabela IV. 10 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=2$).

1º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,218	3,472	3,472
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		137,3	
Caudal soda (kg/s)		5,208	
Caudal água (kg/s)		5,690	
Caudal total (kg/s)		10,90	
Fracção mássica de soda		0,48	
Fracção mássica de água		0,52	

Tabela IV. 11 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=4$).

2º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,821	6,945	8,871
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		95,15	
Caudal soda (kg/s)		8,681	
Caudal água (kg/s)		11,69	
Caudal total (kg/s)		20,37	
Fracção mássica de soda		0,43	
Fracção mássica de água		0,57	

Tabela IV.12 - Corrente de alimentação do 3º efeito com recirculação ($R_3=4$).

3º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	3,525	6,945	11,28
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		67,43	
Caudal soda (kg/s)		8,681	
Caudal água (kg/s)		14,81	
Caudal total (kg/s)		23,49	
Fracção mássica de soda		0,37	
Fracção mássica de água		0,63	

Por último para a terceira situação de recirculação com as taxas de reciclo de $R_1=4$, $R_2=6$, $R_3=8$, as condições de operação da corrente de mistura para cada efeito estão apresentadas na Tabela IV.13, IV.14 e IV.15.

Tabela IV. 13 - Corrente de alimentação do 1º efeito com recirculação ($R_1=4$).

1º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,218	6,944	6,944
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		144,6	
Caudal soda (kg/s)		8,681	
Caudal água (kg/s)		9,162	
Caudal total (kg/s)		17,84	
Fracção mássica de soda		0,49	

Fracção mássica de água	0,51
--------------------------------	------

Tabela IV.14 - Corrente de alimentação do 2º efeito com recirculação ($R_2=6$).

2º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	2,821	10,42	13,31
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		97,79	
Caudal soda (kg/s)		12,15	
Caudal água (kg/s)		16,13	
Caudal total (kg/s)		28,28	
Fracção mássica de soda		0,43	
Fracção mássica de água		0,57	

Tabela IV.15 - Corrente de alimentação do 3º efeito com recirculação ($R_3=8$).

3º Efeito			
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)	
Soda	Água	Soda	Água
1,736	3,525	13,89	22,57
Corrente de mistura			
Temperatura da mistura (°C)		65,65	
Caudal soda (kg/s)		15,63	
Caudal água (kg/s)		26,09	
Caudal total (kg/s)		41,72	

Fracção mássica de soda	0,37
Fracção mássica de água	0,63

Anexo V – Resultados do dimensionamento

Tabela V.1 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo sem recirculação com tubos de 1".

Tubos de 1" sem recirculação			
1º Efeito		2º Efeito	
A (m²)	65,92	A (m²)	95,98
N_{tubos}	105	N_{tubos}	153
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,15	Γ (kg/s.m)	0,06
Re	4111,97	Re	694,71

Aux₁	24386940,96	Aux₁	3386619,57
Aux₂	27700,25	Aux₂	3160,17
Aux₃	24311,26	Aux₃	3899,62
h_o (Btu/h.ft².°F)	1003,11	h_o (Btu/h.ft².°F)	1071,66
h_o (W/m².°C)	5695,68	h_o (W/m².°C)	6084,87
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,47	Γ (kg/s.m)	0,39
Re	362,74	Re	634,04
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
δ+	10,56	δ+	16,50
Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	8,93	C_t	9,01
B	328710,79	B	1157786,60
A₃	46,04	A₃	20,44
A₂	13,72	A₂	9,15
A₁	9,17	A₁	9,17
h_t[*]	0,12	h_t[*]	0,13
h_i[*]	0,37	h_i[*]	0,29
h[*]	0,37	h[*]	0,29
l_v	1,13E-04	l_v	7,13E-05
h_i(W/m².°C)	2370,94	h_i(W/m².°C)	2954,66
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>			
U (W/m².°C)	805,49	U (W/m².°C)	885,16
<u>Calculo da área</u>			
A (m²)	65,92	A (m²)	95,98

Tabela V.2 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo sem recirculação com tubos de 1 ½''.

Tubos de 1^{1/2}'' sem recirculação			
1º Efeito		2º Efeito	
A (m²)	59,83	A (m²)	87,46
N_{tubos}	75	N_{tubos}	110
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,16	Γ (kg/s.m)	0,06
Re	4530,85	Re	762,43
Aux₁	26871152,14	Aux₁	3716729,31
Aux₂	31181,00	Aux₂	3540,53
Aux₃	26626,16	Aux₃	4302,57

h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1009,20	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1049,77
h_o (W/m ² .°C)	5730,24	h_o (W/m ² .°C)	5960,57
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,47	Γ (kg/s.m)	0,39
Re	360,61	Re	627,81
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
$\delta+$	10,51	$\delta+$	16,37
Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	8,93	C_t	9,01
B	330162,77	B	1164291,86
A_3	46,45	A_3	20,73
A_2	13,78	A_2	9,21
A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,12	h_t^*	0,13
h_i^*	0,37	h_i^*	0,29
h^*	0,37	h^*	0,29
l_v	1,13E-04	l_v	7,13E-05
h_i (W/m ² .°C)	2373,08	h_i (W/m ² .°C)	2958,77
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51
<u>Cálculo de U</u>			
U (W/m ² .°C)	887,55	U (W/m ² .°C)	971,44
<u>Cálculo da área</u>			
A (m ²)	59,83	A (m ²)	87,46

Tabela V.3 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1'' e $R_1=1$, $R_2=2$.

Tubos de 1'' e $R_1=1$, $R_2=2$			
1º Efeito		2º Efeito	
A (m ²)	63,56	A (m ²)	103,44
N _{tubos}	101	N _{tubos}	165
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,15	Γ (kg/s.m)	0,05
Re	4264,88	Re	644,67
Aux ₁	25293759,66	Aux ₁	3142673,10
Aux ₂	28962,20	Aux ₂	2884,25
Aux ₃	25162,81	Aux ₃	3595,52
h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1005,20	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1089,60

h_o (W/m ² .°C)	5707,55	h_o (W/m ² .°C)	6186,75
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,89	Γ (kg/s.m)	0,97
Re	1055,42	Re	990,47
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
$\delta+$	24,81	$\delta+$	23,58
Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	9,14	C_t	9,12
B	440806,06	B	316059,56
A_3	10,07	A_3	10,98
A_2	6,43	A_2	6,71
A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,22	h_t^*	0,24
h_i^*	0,29	h_i^*	0,30
h^*	0,30	h^*	0,32
I_v	8,52E-05	I_v	9,43E-05
h_i (W/m ² .°C)	2597,73	h_i (W/m ² .°C)	2416,31
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>			
U (W/m ² .°C)	835,45	U (W/m ² .°C)	821,40
<u>Cálculo da área</u>			
A (m ²)	63,56	A (m ²)	103,44

Tabela V.4 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1" e $R_1=2$, $R_2=4$.

Tubos de 1" e $R_1=2$, $R_2=4$			
1º Efeito		2º Efeito	
A (m ²)	58,80	A (m ²)	102,05
N _{tubos}	94	N _{tubos}	163
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,16	Γ (kg/s.m)	0,05
Re	4609,96	Re	653,42
Aux ₁	27340325,43	Aux ₁	3185313,48
Aux ₂	31846,58	Aux ₂	2932,15
Aux ₃	27057,22	Aux ₃	3649,09
h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1010,46	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1086,34
h_o (W/m ² .°C)	5737,41	h_o (W/m ² .°C)	6168,25

<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	1,38	Γ (kg/s.m)	1,60
Re	1952,72	Re	1473,25
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
δ_+	40,59	δ_+	32,40
Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	9,41	C_t	9,26
B	469356,28	B	187623,48
A_3	4,54	A_3	6,48
A_2	4,33	A_2	5,17
A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,30	h_t^*	0,32
h_i^*	0,25	h_i^*	0,29
h^*	0,32	h^*	0,35
l_v	7,37E-05	l_v	1,00E-04
h_i (W/m ² .°C)	3215,69	h_i (W/m ² .°C)	2500,90
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>			
U (W/m ² .°C)	903,04	U (W/m ² .°C)	832,54
<u>Cálculo da área</u>			
A (m ²)	58,80	A (m ²)	102,05

Tabela V.5 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1" e $R_1=4$, $R_2=6$.

Tubos de 1" e $R_1=4$, $R_2=6$			
1º Efeito		2º Efeito	
A (m ²)	52,75	A (m ²)	95,28
N _{tubos}	84	N _{tubos}	152
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,18	Γ (kg/s.m)	0,06
Re	5138,77	Re	699,82
Aux ₁	30476588,92	Aux ₁	3411535,19
Aux ₂	36358,84	Aux ₂	3188,60
Aux ₃	29893,16	Aux ₃	3930,37
h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1019,52	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1069,91
h_o (W/m ² .°C)	5788,82	h_o (W/m ² .°C)	6074,98
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>			

Γ (kg/s.m)	2,49	Γ (kg/s.m)	2,37
Re	4080,75	Re	2065,76
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
$\delta+$	73,20	$\delta+$	42,46
Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	10,04	C_t	9,44
B	447380,22	B	127835,59
A_3	1,95	A_3	4,23
A_2	2,86	A_2	4,19
A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,41	h_t^*	0,43
h_i^*	0,21	h_i^*	0,28
h^*	0,41	h^*	0,44
l_v	6,65E-05	l_v	1,04E-04
h_i (W/m ² .°C)	4603,80	h_i (W/m ² .°C)	3018,03
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>			
U (W/m ² .°C)	1006,63	U (W/m ² .°C)	891,67
<u>Cálculo da área</u>			
A (m ²)	52,75	A (m ²)	95,28

Tabela V.6 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1 ½" e $R_1=1$, $R_2=2$.

Tubos de 1 ½" e $R_1=1$, $R_2=2$			
1º Efeito		2º Efeito	
A (m ²)	57,86	A (m ²)	94,22
N tubos	73	N tubos	118
<u>Calculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,12	Γ (kg/s.m)	0,06
Re	3359,60	Re	707,71
Aux ₁	19924801,24	Aux ₁	3449978,89
Aux ₂	21646,59	Aux ₂	3232,57
Aux ₃	19997,32	Aux ₃	3977,70
h_o (Btu/h.ft ² .°F)	996,37	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1067,26
h_o (W/m ² .°C)	5657,41	h_o (W/m ² .°C)	6059,88
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>			

Γ (kg/s.m)	0,88	Γ (kg/s.m)	0,96
Re	1045,99	Re	981,01
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
$\delta+$	24,63	$\delta+$	23,40
Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	9,13	C_t	9,11
B	443325,23	B	318110,29
A_3	10,19	A_3	11,12
A_2	6,47	A_2	6,75
A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,22	h_t^*	0,24
h_l^*	0,29	h_l^*	0,30
h^*	0,30	h^*	0,32
l_v	8,52E-05	l_v	9,43E-05
h_i (W/m ² .°C)	2596,92	h_i (W/m ² .°C)	2414,85
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>			
U (W/m ² .°C)	917,71	U (W/m ² .°C)	901,72
<u>Cálculo da área</u>			
A (m ²)	57,86	A (m ²)	94,22

Tabela V.7 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1 ½" e $R_1=2$, $R_2=4$.

Tubos de 1 ½" e $R_1=2$, $R_2=4$			
1º Efeito		2º Efeito	
A (m ²)	53,46	A (m ²)	93,09
N _{tubos}	67	N _{tubos}	117
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,18	Γ (kg/s.m)	0,06
Re	5070,95	Re	716,30
Aux ₁	30074383,56	Aux ₁	3491875,01
Aux ₂	35774,22	Aux ₂	3280,60
Aux ₃	29533,70	Aux ₃	4029,13
h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1018,31	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1064,40
h_o (W/m ² .°C)	5781,95	h_o (W/m ² .°C)	6043,67
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	1,37	Γ (kg/s.m)	1,58
Re	1937,97	Re	1457,13

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
$\delta+$	40,34	$\delta+$	32,11
Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	9,40	C_t	9,26
B	471467,75	B	189072,79
A_3	4,58	A_3	6,57
A_2	4,35	A_2	5,20
A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,30	h_t^*	0,32
h_i^*	0,25	h_i^*	0,29
h^*	0,32	h^*	0,35
l_v	7,37E-05	l_v	1,00E-04
h_i (W/m ² .°C)	3206,30	h_i (W/m ² .°C)	2491,31
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>			
U (W/m ² .°C)	993,35	U (W/m ² .°C)	912,67
<u>Cálculo da área</u>			
A (m ²)	53,46	A (m ²)	93,09

Tabela V.8 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito duplo com tubos de 1 ½" e $R_1=4$, $R_2=6$.

Tubos de 1 ½" e $R_1=4$, $R_2=6$			
1º Efeito		2º Efeito	
A (m ²)	47,97	A (m ²)	87,06
N _{tubos}	61	N _{tubos}	109
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	0,20	Γ (kg/s.m)	0,06
Re	5650,85	Re	765,91
Aux ₁	33513605,12	Aux ₁	3733726,18
Aux ₂	40827,02	Aux ₂	3560,32
Aux ₃	32570,48	Aux ₃	4323,07
h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1028,96	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1048,70
h_o (W/m ² .°C)	5842,41	h_o (W/m ² .°C)	5954,54
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>			
Γ (kg/s.m)	2,47	Γ (kg/s.m)	2,34
Re	4048,64	Re	2039,80
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
$\delta+$	72,73	$\delta+$	42,03

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	10,03	C_t	9,43
B	449356,16	B	128994,63
A₃	1,96	A₃	4,30
A₂	2,87	A₂	4,22
A₁	9,17	A₁	9,17
h_t[*]	0,41	h_t[*]	0,42
h_i[*]	0,21	h_i[*]	0,28
h[*]	0,41	h[*]	0,43
I_v	6,65E-05	I_v	1,04E-04
h_i (W/m².°C)	4586,54	h_i (W/m².°C)	2998,61
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>			
U (W/m².°C)	1106,94	U (W/m².°C)	975,88
<u>Cálculo da área</u>			
A (m²)	47,97	A (m²)	87,06

Tabela V.9 - Resultados do dimensionamento do efeito triplo sem recirculação com tubos de 1".

Tubos de 1" sem recirculação					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
A (m²)	55,15	A (m²)	91,55	A (m²)	126,98
N_{tubos}	88	N_{tubos}	146	N_{tubos}	202
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>					
Γ (kg/s.m)	0,11	Γ (kg/s.m)	0,03	Γ (kg/s.m)	0,03
Re	3108,19	Re	522,64	Re	293,86
Aux₁	18432706,83	Aux₁	2792479,79	Aux₁	1326926,57
Aux₂	19686,46	Aux₂	2231,63	Aux₂	1102,83
Aux₃	18738,10	Aux₃	1945,51	Aux₃	2014,55
h_o (Btu/h.ft².°F)	983,70	h_o (Btu/h.ft².°F)	1251,32	h_o (Btu/h.ft².°F)	1203,20
h_o (W/m².°C)	5585,46	h_o (W/m².°C)	7105,00	h_o (W/m².°C)	6831,79
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>					
Γ (kg/s.m)	0,52	Γ (kg/s.m)	0,36	Γ (kg/s.m)	0,30
Re	783,47	Re	285,44	Re	479,86
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
δ+	19,55	δ+	8,72	δ+	13,21

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

Ka	0,00	Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	9,06	C_t	8,91	C_t	8,96
B	939062,09	B	429957,54	B	1359273,54
A₃	15,16	A₃	65,83	A₃	30,53
A₂	7,88	A₂	16,40	A₂	11,17
A₁	9,17	A₁	9,17	A₁	9,17
h_t[*]	0,15	h_t[*]	0,09	h_t[*]	0,11
h_i[*]	0,28	h_i[*]	0,38	h_i[*]	0,30
h[*]	0,29	h[*]	0,38	h[*]	0,30
l_v	7,09E-05	l_v	1,10E-04	l_v	7,12E-05
h_i (W/m².°C)	2984,55	h_i (W/m².°C)	2479,76	h_i (W/m².°C)	3081,50
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51	k_w (W/m.°C)	61,10
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>					
U (W/m².°C)	876,44	U (W/m².°C)	844,70	U (W/m².°C)	913,58
<u>Cálculo da área</u>					
A (m²)	55,15	A (m²)	91,55	A (m²)	126,98

Tabela V.10 - Resultados do dimensionamento do efeito triplo sem recirculação com tubos de 1 ½”.

Tubos de 1 ½” e sem recirculação					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
A (m²)	49,98	A (m²)	84,17	A (m²)	117,10
N_{tubos}	63	N_{tubos}	106	N_{tubos}	147
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>					
Γ (kg/s.m)	0,19	Γ (kg/s.m)	0,05	Γ (kg/s.m)	0,05
Re	5219,34	Re	865,18	Re	484,95
Aux₁	30952645,69	Aux₁	4622647,42	Aux₁	2189832,08
Aux₂	37055,60	Aux₂	4131,85	Aux₂	2036,44
Aux₃	30837,40	Aux₃	4323,51	Aux₃	3212,22
h_o (Btu/h.ft².°F)	1003,74	h_o (Btu/h.ft².°F)	1118,78	h_o (Btu/h.ft².°F)	1075,32
h_o (W/m².°C)	5699,22	h_o (W/m².°C)	6352,45	h_o (W/m².°C)	6105,69
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>					
Γ (kg/s.m)	0,51	Γ (kg/s.m)	0,35	Γ (kg/s.m)	0,29
Re	779,94	Re	280,12	Re	469,47
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
δ+	19,48	δ+	8,59	δ+	12,98
Ka	0,00	Ka	0,00	Ka	0,00

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

C_t	9,05	C_t	8,90	C_t	8,96
B	941509,58	B	435966,74	B	1376243,19
A_3	15,26	A_3	67,71	A_3	31,52
A_2	7,91	A_2	16,63	A_2	11,35
A_1	9,17	A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,15	h_t^*	0,09	h_t^*	0,11
h_i^*	0,28	h_i^*	0,38	h_i^*	0,30
h^*	0,29	h^*	0,38	h^*	0,30
l_v	7,09E-05	l_v	1,10E-04	l_v	7,12E-05
h_i (W/m ² .°C)	2986,11	h_i (W/m ² .°C)	2487,10	h_i (W/m ² .°C)	3091,78
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51	k_w (W/m.°C)	61,10
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>					
U (W/m ² .°C)	967,04	U (W/m ² .°C)	918,80	U (W/m ² .°C)	990,67
<u>Cálculo da área</u>					
A (m ²)	49,98	A (m ²)	84,17	A (m ²)	117,10

Tabela V.11 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1" e $R_1=1$, $R_2=2$, $R_3=2$.

Tubos de 1" e $R_1=1$, $R_2=2$, $R_3=2$					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
A (m ²)	51,53	A (m ²)	89,26	A (m ²)	139,32
N_{tubos}	82	N_{tubos}	142	N_{tubos}	222
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>					
Γ (kg/s.m)	0,14	Γ (kg/s.m)	0,04	Γ (kg/s.m)	0,03
Re	3987,81	Re	642,65	Re	321,07
Aux_1	23649194,35	Aux_1	3433688,69	Aux_1	1449801,27
Aux_2	26683,01	Aux_2	2873,21	Aux_2	1229,25
Aux_3	23971,39	Aux_3	2813,53	Aux_3	2194,91
h_o (Btu/h.ft ² .°F)	986,56	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1195,07	h_o (Btu/h.ft ² .°F)	1179,42
h_o (W/m ² .°C)	5601,68	h_o (W/m ² .°C)	6785,61	h_o (W/m ² .°C)	6696,73
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>					
Γ (kg/s.m)	1,04	Γ (kg/s.m)	1,00	Γ (kg/s.m)	0,74
Re	2231,38	Re	1215,18	Re	787,48
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
$\delta+$	45,16	$\delta+$	27,77	$\delta+$	19,63
Ka	0,00	Ka	0,00	Ka	0,00

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

C_t	9,49	C_t	9,18	C_t	9,06
B	1176519,54	B	424429,43	B	403574,17
A_3	3,86	A_3	8,34	A_3	15,06
A_2	4,00	A_2	5,85	A_2	7,86
A_1	9,17	A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,25	h_t^*	0,25	h_t^*	0,20
h_i^*	0,22	h_i^*	0,28	h_i^*	0,31
h^*	0,27	h^*	0,30	h^*	0,31
l_v	5,59E-05	l_v	8,29E-05	l_v	9,22E-05
$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	3662,08	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	2680,76	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	2434,02
$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	59,79	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	60,51	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	61,10
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>					
$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	937,96	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	866,38	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	832,62
<u>Cálculo da área</u>					
$A (m^2)$	51,53	$A (m^2)$	89,26	$A (m^2)$	139,32

Tabela V.12 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1'' e $R_1=2$, $R_2=4$, $R_3=4$.

Tubos de 1'' e $R_1=2$, $R_2=4$, $R_3=4$					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
$A (m^2)$	47,94	$A (m^2)$	81,78	$A (m^2)$	140,02
N_{tubos}	77	N_{tubos}	130	N_{tubos}	223
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>					
$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,15	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,04	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,03
Re	4286,54	Re	701,43	Re	319,47
Aux_1	25420775,72	Aux_1	3747763,40	Aux_1	1442585,79
Aux_2	29141,80	Aux_2	3197,57	Aux_2	1221,76
Aux_3	25680,45	Aux_3	3223,60	Aux_3	2184,43
$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	989,89	$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	1172,06	$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	1180,74
$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	5620,59	$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6654,98	$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6704,26
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>					
$\Gamma (kg/s \cdot m)$	1,64	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	1,79	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	1,21
Re	3970,22	Re	2382,51	Re	1155,15
$\sigma (N/m)$	0,08	$\sigma (N/m)$	0,08	$\sigma (N/m)$	0,08
$\delta+$	71,60	$\delta+$	47,59	$\delta+$	26,67
Ka	0,00	Ka	0,00	Ka	0,00

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

C_t	10,01	C_t	9,53	C_t	9,17
B	1176060,16	B	353922,97	B	243163,53
A_3	2,00	A_3	3,56	A_3	8,92
A_2	2,90	A_2	3,85	A_2	6,05
A_1	9,17	A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,32	h_t^*	0,35	h_t^*	0,28
h_l^*	0,20	h_l^*	0,24	h_l^*	0,30
h^*	0,33	h^*	0,36	h^*	0,33
l_v	5,15E-05	l_v	7,77E-05	l_v	9,84E-05
$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	4726,04	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	3449,08	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	2403,88
$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	59,79	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	60,51	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	61,10
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>					
$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	1008,22	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	945,63	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	828,47
<u>Cálculo da área</u>					
$A (m^2)$	47,94	$A (m^2)$	81,78	$A (m^2)$	140,02

Tabela V.13 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1" e $R_1=4$,
 $R_2=6$, $R_3=8$.

Tubos de 1" e $R_1=4$, $R_2=6$, $R_3=8$					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
$A (m^2)$	44,37	$A (m^2)$	76,79	$A (m^2)$	128,84
N_{tubos}	71	N_{tubos}	122	N_{tubos}	205
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>					
$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,16	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,05	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,03
Re	4631,28	Re	747,03	Re	347,19
Aux_1	27465206,93	Aux_1	3991410,07	Aux_1	1567759,38
Aux_2	32026,40	Aux_2	3453,38	Aux_2	1352,86
Aux_3	27616,17	Aux_3	3535,82	Aux_3	2364,49
$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	994,53	$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	1155,80	$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	1158,85
$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	5646,96	$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6562,61	$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6579,95
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>					
$\Gamma (kg/s \cdot m)$	2,89	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	2,65	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	2,33
Re	8343,27	Re	3652,68	Re	2061,02
$\sigma (N/m)$	0,08	$\sigma (N/m)$	0,08	$\sigma (N/m)$	0,08
$\delta+$	129,71	$\delta+$	66,99	$\delta+$	42,38
Ka	0,00	Ka	0,00	Ka	0,00

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

C_t	11,32	C_t	9,92	C_t	9,44
B	1263601,88	B	300489,17	B	132454,00
A_3	0,98	A_3	2,19	A_3	4,25
A_2	2,06	A_2	3,03	A_2	4,19
A_1	9,17	A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,41	h_t^*	0,43	h_t^*	0,43
h_l^*	0,17	h_l^*	0,23	h_l^*	0,27
h^*	0,41	h^*	0,44	h^*	0,43
l_v	4,59E-05	l_v	7,58E-05	l_v	1,03E-04
$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6635,57	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	4267,62	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	3000,70
$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	59,79	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	60,51	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	61,10
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>					
$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	1089,31	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	1007,10	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	900,36
<u>Cálculo da área</u>					
$A (m^2)$	44,37	$A (m^2)$	76,79	$A (m^2)$	128,84

Tabela V.14 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1 ½" e $R_1=1$,
 $R_2=2$, $R_3=2$.

Tubos de 1 ½" e $R_1=1$, $R_2=2$, $R_3=2$					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
$A (m^2)$	46,97	$A (m^2)$	80,77	$A (m^2)$	126,06
N_{tubos}	59	N_{tubos}	102	N_{tubos}	158
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>					
$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,13	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,04	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,03
Re	3649,57	Re	592,41	Re	295,99
Aux_1	21643336,89	Aux_1	3165231,72	Aux_1	1336548,45
Aux_2	23947,76	Aux_2	2601,07	Aux_2	1112,64
Aux_3	21997,11	Aux_3	2455,52	Aux_3	2028,82
$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	983,92	$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	1216,90	$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	1201,24
$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	5586,68	$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6909,54	$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6820,65
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>					
$\Gamma (kg/s \cdot m)$	1,03	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	1,00	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,74
Re	2208,82	Re	1211,62	Re	785,23
$\sigma (N/m)$	0,08	$\sigma (N/m)$	0,08	$\sigma (N/m)$	0,08
$\delta+$	44,79	$\delta+$	27,71	$\delta+$	19,58
Ka	0,00	Ka	0,00	Ka	0,00

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

C_t	9,48	C_t	9,18	C_t	9,06
B	1182514,19	B	425215,68	B	404342,81
A_3	3,90	A_3	8,37	A_3	15,12
A_2	4,02	A_2	5,87	A_2	7,87
A_1	9,17	A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,25	h_t^*	0,24	h_t^*	0,20
h_i^*	0,22	h_i^*	0,28	h_i^*	0,31
h^*	0,27	h^*	0,30	h^*	0,31
l_v	5,59E-05	l_v	8,29E-05	l_v	9,22E-05
$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	3650,09	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	2679,67	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	2434,46
$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	59,79	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	60,51	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	61,10
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>					
$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	1029,10	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	957,46	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	920,21
<u>Cálculo da área</u>					
$A (m^2)$	46,97	$A (m^2)$	80,77	$A (m^2)$	126,06

Tabela V.15 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1 ½" e $R_1=2$,
 $R_2=4$, $R_3=4$.

Tubos de 1 ½" e $R_1=2$, $R_2=4$, $R_3=4$					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
$A (m^2)$	43,75	$A (m^2)$	74,07	$A (m^2)$	126,73
N_{tubos}	55	N_{tubos}	93	N_{tubos}	159
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>					
$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,14	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,04	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	0,03
Re	3918,39	Re	646,01	Re	294,42
Aux_1	23237530,43	Aux_1	3451621,43	Aux_1	1329474,92
Aux_2	26117,33	Aux_2	2891,56	Aux_2	1105,43
Aux_3	23569,73	Aux_3	2837,19	Aux_3	2018,33
$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	985,91	$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	1193,69	$h_o (Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	1202,68
$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	5597,97	$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6777,76	$h_o (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6828,83
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>					
$\Gamma (kg/s \cdot m)$	1,62	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	1,79	$\Gamma (kg/s \cdot m)$	1,20
Re	3925,51	Re	2373,37	Re	1151,48
$\sigma (N/m)$	0,08	$\sigma (N/m)$	0,08	$\sigma (N/m)$	0,08
$\delta+$	70,96	$\delta+$	47,44	$\delta+$	26,60
Ka	0,00	Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	10,00	C_t	9,53	C_t	9,17

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

B	1182412,59	B	354750,16	B	243697,99
A₃	2,03	A₃	3,58	A₃	8,96
A₂	2,92	A₂	3,85	A₂	6,07
A₁	9,17	A₁	9,17	A₁	9,17
h_t[*]	0,32	h_t[*]	0,35	h_t[*]	0,28
h_l[*]	0,20	h_l[*]	0,24	h_l[*]	0,30
h[*]	0,32	h[*]	0,36	h[*]	0,33
l_v	5,15E-05	l_v	7,77E-05	l_v	9,84E-05
h_i (W/m².°C)	4702,21	h_i (W/m².°C)	3442,82	h_i (W/m².°C)	2402,26
k_w (W/m.°C)	59,79	k_w (W/m.°C)	60,51	k_w (W/m.°C)	61,10
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>					
U (W/m².°C)	1104,90	U (W/m².°C)	1044,09	U (W/m².°C)	915,34
<u>Cálculo da área</u>					
A (m²)	43,75	A (m²)	74,07	A (m²)	126,73

Tabela V.16 - Resultados do dimensionamento do evaporador de efeito triplo com tubos de 1 ½" e R₁=4, R₂=6, R₃=8.

Tubos de 1 ½" e R₁=4, R₂=6, R₃=8					
1º Efeito		2º Efeito		3º Efeito	
A (m²)	40,52	A (m²)	69,57	A (m²)	116,72
N_{tubos}	51	N_{tubos}	88	N_{tubos}	147
<u>Cálculo do coeficiente externo de transferência de calor</u>					
Γ (kg/s.m)	0,15	Γ (kg/s.m)	0,04	Γ (kg/s.m)	0,03
Re	4230,78	Re	687,75	Re	319,67
Aux₁	25090099,87	Aux₁	3674653,30	Aux₁	1443499,28
Aux₂	28679,91	Aux₂	3121,51	Aux₂	1222,71
Aux₃	25363,76	Aux₃	3128,94	Aux₃	2185,75
h_o (Btu/h.ft².°F)	989,21	h_o (Btu/h.ft².°F)	1177,20	h_o (Btu/h.ft².°F)	1180,58
h_o (W/m².°C)	5616,74	h_o (W/m².°C)	6684,15	h_o (W/m².°C)	6703,31
<u>Cálculo do coeficiente interno de transferência de calor</u>					
Γ (kg/s.m)	2,86	Γ (kg/s.m)	2,64	Γ (kg/s.m)	2,32
Re	8243,95	Re	3637,32	Re	2052,58
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
δ+	128,47	δ+	66,76	δ+	42,24
Ka	0,00	Ka	0,00	Ka	0,00
C_t	11,29	C_t	9,91	C_t	9,44
B	1270304,43	B	301248,38	B	132840,84

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

A_3	1,00	A_3	2,20	A_3	4,27
A_2	2,07	A_2	3,04	A_2	4,20
A_1	9,17	A_1	9,17	A_1	9,17
h_t^*	0,40	h_t^*	0,43	h_t^*	0,42
h_i^*	0,17	h_i^*	0,23	h_i^*	0,27
h^*	0,41	h^*	0,44	h^*	0,43
l_v	4,59E-05	l_v	7,58E-05	l_v	1,03E-04
$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	6603,49	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	4258,86	$h_i (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	2994,42
$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	59,79	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	60,51	$k_w (W/m \cdot ^\circ C)$	61,10
<u>Cálculo do coeficiente global de transferência de calor</u>					
$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	1192,98	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	1111,55	$U (W/m^2 \cdot ^\circ C)$	993,84
<u>Cálculo da área</u>					
$A (m^2)$	40,52	$A (m^2)$	69,57	$A (m^2)$	116,72

Para obter um número mínimo de pontos necessários para fazer o ajuste da curva da área em função da taxa de recirculação foi feito os cálculos da área para mais uma taxa de recirculação no segundo estágio do efeito duplo. Nas Tabelas V.17 e V.18 são apresentados os resultados para uma taxa de recirculação igual a 10.

Tabela V.17 - Corrente de alimentação do evaporador no 2º efeito com $R_2=10$ e tubos de 1 ½".

2º Efeito com R ₂ =10				
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)		
Soda	Água	Soda	Água	
1,74	3,52	17,36	26,16	
Corrente de mistura				
Temperatura da mistura (°C)		67,08		
Caudal soda (kg/s)		19,10		
Caudal água (kg/s)		29,69		
Caudal total (kg/s)		48,79		
Fracção mássica de soda		0,39		
Fracção mássica de água		0,61		
Massa volúmica (kg/m³)	Viscosidade (Pa.s)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Calor específico (J/kg.°C)	Pr
1385,31	0,0047	0,72	3484,55	22,78

Tabela V.18 – Resultados do dimensionamento do 2º estágio do efeito duplo com tubos de 1 ½”.

2º Efeito com $R_2=10$	
A (m²)	80,54
N_{tubos}	101
Cálculo de h_0	
Γ (kg/s.m)	0,07
Re	827,94
Aux₁	4036113,87
Aux₂	3915,69
Aux₃	4683,99
h_0 (Btu/h.ft².F)	1030,75
h^0 (W/m².°C)	5852,62
Cálculo de h_i	
Γ (kg/s.m)	3,93
Re	3351,31
σ (N/m)	0,08
δ^+	62,53
Ka	0,00
C_t	9,83
B	84855,19
A₃	2,41
A₂	3,17
A₁	9,17
h_t^*	0,56
h_i^*	0,26

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

h^*	0,57
l_v	1,05E-04
h_i (W/m ² .°C)	3849,01
k_w (W/m.°C)	60,51
Cálculo de U e A	
U (W/m ² .°C)	1054,92
A (m ²)	80,54

Para o efeito triplo também foi feito o cálculo para o terceiro estágio para mais duas taxas de recirculação pelo mesmo motivo que se expôs no efeito duplo. Nas Tabelas V.19, V.20 e V.21 são apresentados os resultados desses cálculos efectuados.

Tabela V.19 - Corrente de alimentação do evaporador no 3º efeito com $R_3=12$ e tubos de 1 ½".

Terceiro Efeito com $R_3=12$				
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)		Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)		
Soda	Água	Soda	Água	
1,74	3,52	20,84	33,85	
Corrente de mistura				
Temperatura da mistura (°C)		64,94		
Caudal soda (kg/s)		22,57		
Caudal água (kg/s)		37,38		
Caudal total (kg/s)		59,95		
Fracção mássica de soda		0,38		
Fracção mássica de água		0,62		
Massa volúmica (kg/m³)	Viscosidade (Pa.s)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Calor específico (J/kg.°C)	Pr
1374,23	4,60E-03	0,71	3,51	22,64

Tabela V.20 - Corrente de alimentação do evaporador no 3º efeito com $R_3=16$ e tubos de 1 ½".

Terceiro Efeito com $R_3=16$	
Caudal de alimentação que entra na corrente de mistura (kg/s)	Caudal de reciclo que entra na corrente de mistura (kg/s)

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

Soda	Água	Soda	Água	
1,74	3,52	27,78	45,14	
Corrente de mistura				
Temperatura da mistura (°C)		64,56		
Caudal soda (kg/s)		29,52		
Caudal água (kg/s)		48,66		
Caudal total (kg/s)		78,18		
Fracção mássica de soda		0,38		
Fracção mássica de água		0,62		
Massa volúmica (kg/m³)	Viscosidade (Pa.s)	Condutividade térmica (W/m.°C)	Calor específico (J/kg.°C)	Pr
1374,49	4,65E-03	0,71	3,51	22,85

Tabela V.21 - Resultados do dimensionamento do 3º estágio do efeito triplo com tubos de 1 ½".

Terceiro Efeito com R ₃ =12		Terceiro Efeito com R ₃ =16	
A (m ²)	109,09	A (m ²)	98,95
N _{tubos}	136,50	N _{tubos}	123,81
Cálculo de h₀		Cálculo de h₀	
Γ (kg/s.m)	0,03	Γ (kg/s.m)	0,04
Re	342,03	Re	377,08
Aux ₁	1544434,25	Aux ₁	1702734,98
Aux ₂	1328,25	Aux ₂	1496,82
Aux ₃	2331,22	Aux ₃	2554,67
h ₀ (Btu/h.ft ² .F)	1162,76	h ₀ (Btu/h.ft ² .F)	1137,56
h ₀ (W/m ² .°C)	6602,15	h ₀ (W/m ² .°C)	6459,09
Cálculo de h_i		Cálculo de h_i	
Γ (kg/s.m)	3,57	Γ (kg/s.m)	5,13
Re	3098,37	Re	4410,60
σ (N/m)	0,08	σ (N/m)	0,08
δ ⁺	58,72	δ ⁺	77,89
Ka	0,00	Ka	0,00
C _t	9,75	C _t	10,14
B	94185,89	B	78,41
A ₃	2,63	A ₃	1,80
A ₂	3,31	A ₂	2,75
A ₁	9,17	A ₁	9,17
h _t [*]	0,54	h _t [*]	0,78
h _l [*]	0,26	h _l [*]	0,37
h [*]	0,54	h [*]	0,79

I_v	0,00	I_v	0,00
h_i (W/m ² .°C)	3689,41	h_i (W/m ² .°C)	5344,40
k_w (W/m.°C)	61,10	k_w (W/m.°C)	61,10
Cálculo de U e A		Cálculo de U e A	
U (W/m ² .°C)	1063,34	U (W/m ² .°C)	1172,33
A (m ²)	109,09	A (m ²)	98,95

Anexo VI – Representação gráfica dos resultados obtidos das áreas em função das taxas de recirculação para o efeito duplo e triplo.

✓ Efeito duplo:

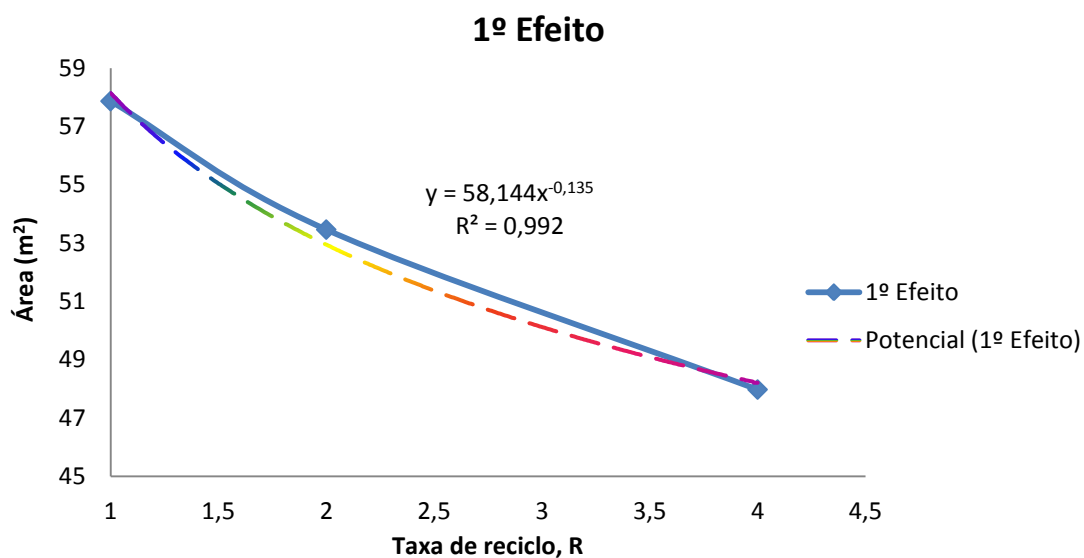


Figura VI.1 – Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o primeiro efeito do evaporador de duplo efeito.

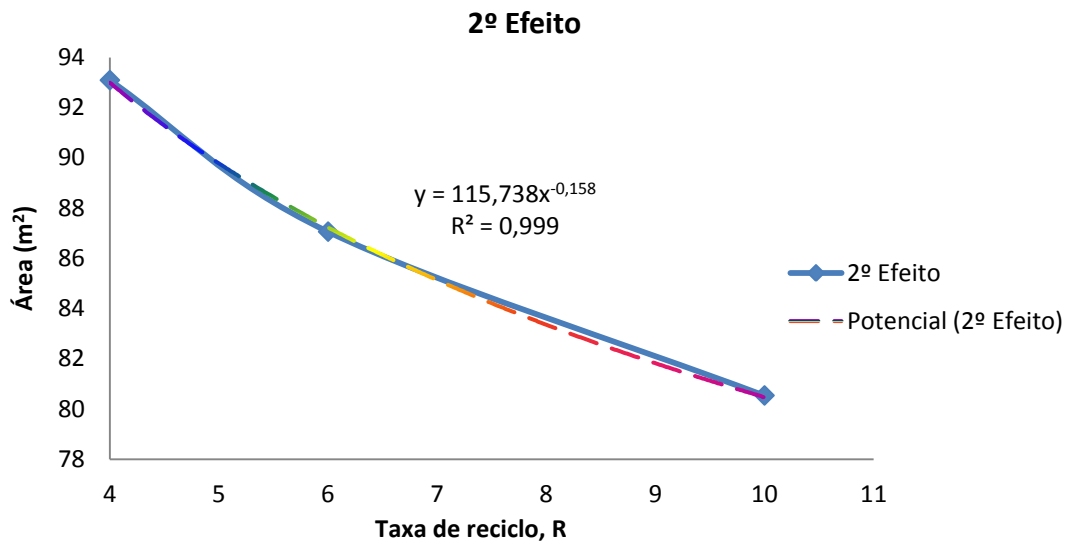


Figura VI.2 - Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o segundo efeito do evaporador de duplo efeito.

✓ Efeito triplo:

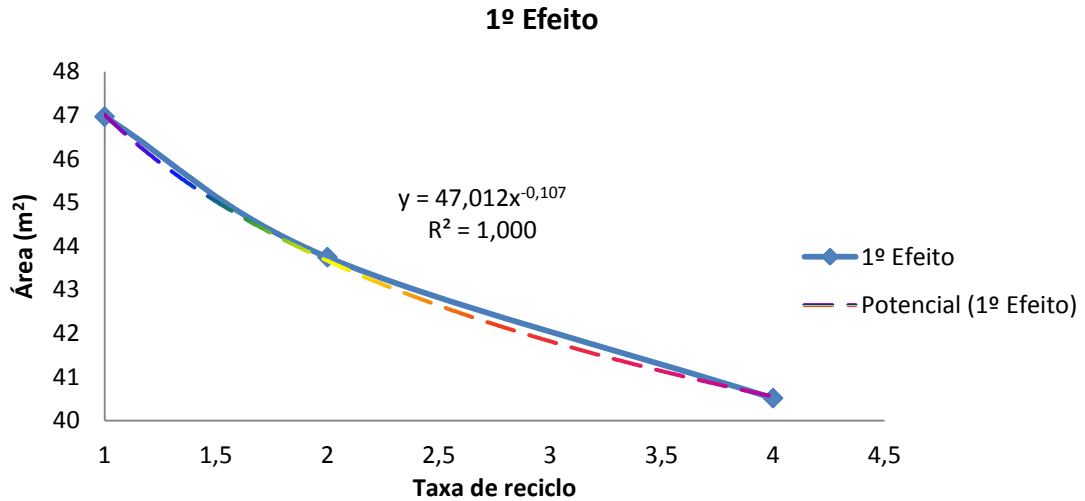


Figura VI.3 - Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o primeiro efeito do evaporador de triplo efeito.

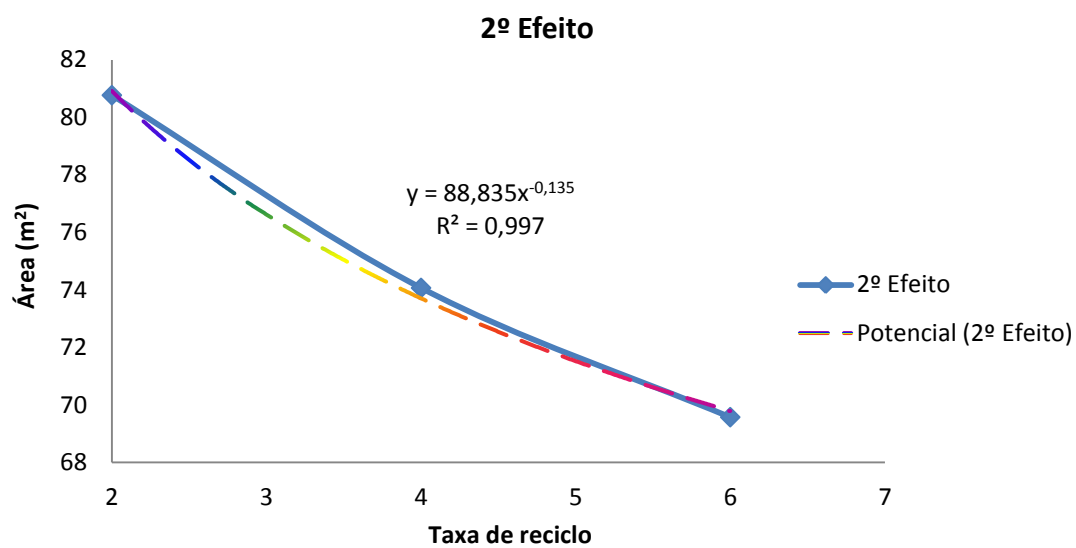


Figura VI.4 - Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o segundo efeito do evaporador de triplo efeito.

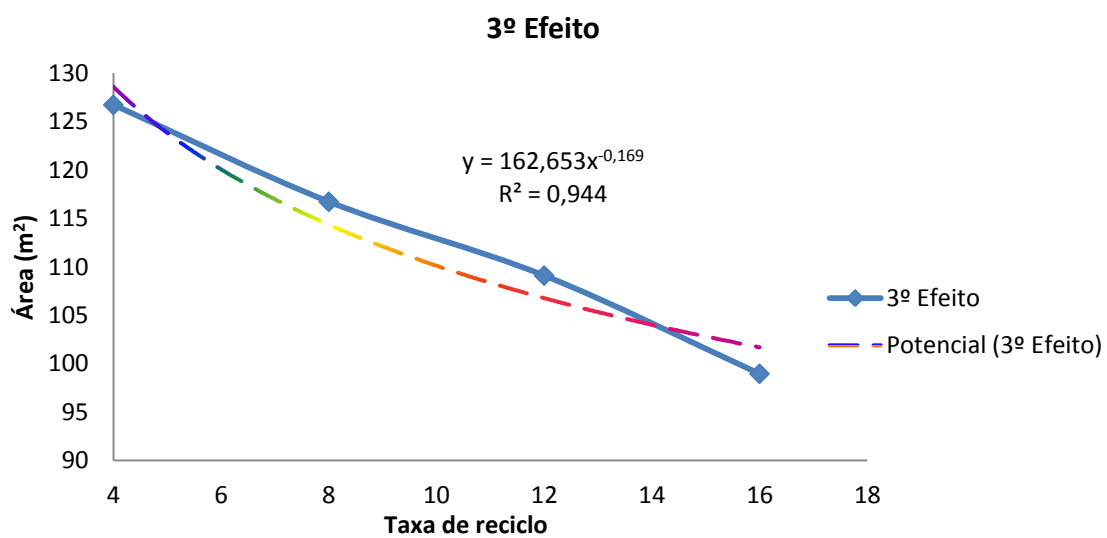


Figura VI.5 - Ajuste da curva de $A=f(R)$ para o terceiro efeito do evaporador de triplo efeito.

Anexo VII – Análise económica

Tabela VII.1 – Custos directos do evaporador de efeito duplo.

Custos Directos do Efeito Duplo (€/ano)	
Instalação	867.518
Controlo	433.759
Tubagens e isolamento	867.518
Sistemas eléctricos	433.759
Construção civil	433.759
Serviços	1.301.277
Terrenos	173.504
Custos Directos Totais	4.511.095

Tabela VII.2 – Custos indirectos do evaporador de efeito duplo.

Custos Indirectos do Efeito Duplo (€/ano)	
Engenharia e supervisão	216.880
Despesas de construção	298.865
Despesas Legais	99.622
Contingências	498.108

Tabela VII.3 – Custos totais de investimento do evaporador de efeito duplo.

Custo Total de Investimento do Efeito Duplo (€/ano)	
Custos fixos (CFC)	9.962.159

Tabela VII.4 – Custos de produção do evaporador de efeito duplo.

Custos de Produção (CP) do Efeito Duplo (€/ano)		
Custos directos	Matérias-primas	48.920.455
	Manutenção	498.108
	Utilidades	1.278.331
Custos indirectos	Laboratórios	1.175.320
C indirectos + C directos		51.872.214
Custos fixos	Amortizações edifícios	50.067
	Amortizações equipamentos	867.518
	Mão-de-obra (CMO)	5.876.602
	Rendas e taxas municipais	99.622
	CF totais	6.893.810
Custos de produção totais		58.766.024

Tabela VII.5 - Custos directos do evaporador de efeito triplo.

Custos Directos do Efeito Triplo (€/ano)	
Instalação	1.430.499
Controlo	715.250
Tubagens e isolamento	1.430.499
Sistemas eléctricos	715.250
Construção civil	715.250
Serviços	2.145.749
Terrenos (C_{terr})	286.100
Custos totais	7.438.595

Tabela VII.6 – Custos indirectos do evaporador de efeito triplo.

Custos Indirectos do Efeito Triplo (€/ano)	
Engenharia e Supervisão	357.625
Despesas de construção	492.815
Despesas legais	164.272
Contingências	821.358

Tabela VII.7 – Custos totais de investimentos do evaporador de efeito triplo.

Custo Total de Investimento do Efeito Triplo (€/ano)	
Custos fixos (CFC)	16.427.159

Tabela VII.8 – Custos de produção do evaporador de efeito triplo.

Custos de Produção (CP) do Efeito triplo (€/ano)		
Custos directos	Matérias-primas	48.920.455
	Manutenção	821.358

Universidade de Aveiro
Soda Cáustica

	Utilidades	808.337
Custos indirectos	Laboratórios	1.186.250
	C_{indirectos} + C_{directos}	51.736.400
Custos fixos	Amortizações edifícios	50.067
	Amortizações equipamentos	1.430.499
	Mão-de-obra (CMO)	5.931.249
	Rendas e taxas municipais	164.272
	CF _{totais}	7.576.087
	Custos de produção totais	59.312.486